

EBULIÇÃO NUCLEADA EM PLACA PLANA HORIZONTAL COM

BAIXOS FLUXOS DE CALOR

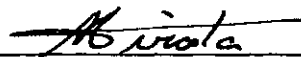
Gaspar Emilio Cabrera Hotta

TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS PROGRAMAS DE
PÓS-GRADUAÇÃO DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JA
NEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO
GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS (M.Sc.)

Aprovada por:



Dr. Maury Saddy - Presidente



Dr. Miguel Hiroo Hirata



Dr. Alcir de Faro Orlando

ESTADO DO RIO DE JANEIRO - BRASIL

OUTUBRO DE 1977

AGRADECIMIENTO

Al profesor Dr. Leopoldo Eurico Gonçalves Bastos, orientador de tesis y al profesor Dr. Maury Saddy, bajo cuya orientación segura y objetiva se realizó este trabajo.

A la Organización de Estados Americanos (OEA) y a la empresa hondureña Rivera y Co. por el soporte financiero durante mi periodo de estudios en la COPPE.

A los profesores de la COPPE que contribuyeron para mi formación.

Al personal de la COPPE por su colaboración en la realización del trabajo.

RESUMEN

En un disco horizontal de cobre sumergido en agua a la temperatura de saturación se transmiten flujos de calor en régimen permanente variando desde valores tales que se observe una etapa de convección natural y otra de ebullición nucleada.

Experimentalmente se determina el nivel del flujo de calor y se usa la técnica de filme a alta velocidad para observar el crecimiento de burbujas en el disco.

Para explicación del fenómeno se propone un modelo teórico del mecanismo de transferencia de calor considerando que en la etapa de ebullición nucleada aun alguna parte del calor se transmite por convección natural. No se intentó determinar el nivel en el que la convección natural puede ser considerada nula.

ABSTRACT

In a horizontal copper disk immersed in water at saturation temperature heat is transferred in steady state. Levels of heat flux are regulated so that free convection and then nucleate boiling are observed. The value of heat flux is determined experimentally and high speed film is used to register bubble growth.

In order to explain the phenomenon a theoretical model for the heat transfer mechanism is proposed which considers that in nucleate boiling still part of heat is transferred by free convection. No attempt is made in order to determine the level in which free convection may be considered null.

INDICE

	<u>PAG.</u>
CAPITULO 1. INTRODUCCION	1
1.1. Concepto y Historia	1
1.2. Tipos de Ebullición	1
1.3. Antecedentes Bibliográficos	3
 CAPITULO 2. EQUIPO Y TECNICA EXPERIMENTAL	6
2.1. Colocación del Problema para ser tratado Experimentalmente	6
2.2. Cámara de Ebullición	6
2.3. Procedimiento Experimental	9
 CAPITULO 3. MODELO TEORICO	14
3.1. Descripción del Modelo	14
3.2. Etapa de Convección Natural	14
3.3. Etapa de Ebullición Nucleada	15
 CAPITULO 4. RESULTADOS Y DISCUSIONES	18
4.1. Evaluación de Constantes para la Corre- lación de Rohsenow	18
4.2. Etapa de Convección Natural	28
4.3. Etapa de Ebullición Nucleada	28
 CAPITULO 5. CONCLUSIONES	37
 BIBLIOGRAFIA.....	39

	<u>PAG.</u>
SIMBOLOGIA	42
APENDICE 1. CALIBRACION DE TERMOPARES	44
APENDICE 2. FOTOGRAFIAS	47
APENDICE 3. DATOS EXPERIMENTALES	49
3.a. Medición de Temperaturas	49
3.b. Análisis de Burbujas	56

INDICE DE FIGURAS

<u>FIGURA</u>	<u>TITULO</u>	<u>PAG.</u>
2. 1	Cámara de Ebullición	7
2. 2	Colocación de Termopares	8
2. 3	Montaje General	12
2. 4	Dimensiones para las Burbujas	13
4. 1	Flujo de Calor en la Superficie de Ebullición ..	22
4. 2	Coeficiente h	23
4. 3	Variación del Coeficiente h con el Tiempo	24
4. 4	Correlación de Rohsenow. Corrida 1	25
4. 5	Correlación de Rohsenow. Corrida 2	26
4. 6	Correlación de Rohsenow. Corrida 3	27
4. 7	Aspecto de las Burbujas Originadas en la Placa ..	31
4. 8	Historia del Crecimiento de Burbujas en la Placa. Filme 1.....	32
4. 9	Historia del Crecimiento de Burbujas en la Placa. Filme 2.....	33
4.10	Historia del Crecimiento de Burbujas en la Placa. Filme 3.....	34
4.11	Calor suministrado al Sistema y su Distribu- ción por Convección y Ebullición	35
4.12	Calor Medido Experimental comparado con Calor absorvido en el Sistema (Ec.3.11)	36
A.1.1	Montaje para Calibración de Termopares	45

CAPITULO I

INTRODUCCION

1.1. Concepto e Historia

La ebullición es el proceso mediante el cual se transfiere calor a un líquido que está en la temperatura de saturación o muy próximo de ella, en su presión correspondiente, teniendo lugar un cambio de fase de parte del líquido en vapor.

Las aplicaciones de este proceso de transferencia de calor son muchas, yendo desde aparatos para evaporar líquidos hasta situaciones donde se requiere retirar grandes cantidades de calor con un cambio mínimo en la temperatura de la superficie calentadora.

Históricamente, el interés primario del Ingeniero en la transferencia de calor por ebullición ha sido para la generación de vapor para producción de energía eléctrica o propulsión o ambas. A esta necesidad fue adicionada la de la industria química cuya producción requiere la evaporación de numerosos líquidos en la destilación u otras operaciones de rutina. Con el apareamiento del primer submarino nuclear Nautilus en 1948, fue imperativo que los criterios de proyecto en la tecnología de transferencia de calor en el agua fuesen firmemente establecidos.

1.2. Tipos de Ebullición

Según los autores Leppert y Pitts (10) la ebullición es clasificada en ebullición nucleada heterogénea, ebullición nucleada homogénea y ebullición por filme.

La ebullición nucleada heterogénea es caracterizada por el crecimiento de burbujas en determinados puntos activos, llamados puntos de nucleación, existentes en la superficie calentadora. En este tipo de ebullición es posible retirar grandes cantidades de calor con una pequeña variación en la temperatura de la superficie de calentamiento.

La ebullición nucleada homogénea es relativamente rara y en ella burbujas de vapor aparecen espontáneamente en el seno del líquido calentado por radiación o por generación de calor en la masa del fluido.

La ebullición por filme se caracteriza por el envolvimiento de la superficie calentadora por vapor sobrecalentado. Este tipo de ebullición requiere mayores diferencias de temperatura de superficie para incrementar el flujo de calor retirado.

Cuando la temperatura del fluido es la de saturación el proceso es llamado ebullición saturada. La ebullición subenfriada ocurre para valores de temperatura del fluido menores que la de saturación.

La ebullición nucleada heterogénea es el tipo de ebullición de mayor aplicación industrial, porque a través de ella se combina la transferencia de gran cantidad de calor con una variación mínima en la temperatura de la superficie calentadora. En las aplicaciones tecnológicas es necesaria esa variación mínima de temperatura para evitar la destrucción por fundición de la superficie calentadora o simplemente satisfacer ciertas condiciones de proyecto.

La ebullición nucleada heterogénea puede ser obtenida a partir generación permanente y transiente de energía.

En la ebullición nucleada en régimen transiente de generación de energía el calor es transferido de la superficie calentadora para el líquido inicialmente por conducción transiente. Después del apareamiento de la primera burbuja hasta un nivel máximo de calor ocurre la ebullición nucleada transiente.

En el régimen permanente el flujo de calor es aumentado gradualmente y en este caso el calor es transferido inicialmente por convección. A partir del surgimiento de burbujas en la superficie calentadora hasta un valor de flujo máximo de calor, el proceso de transferencia de calor pasa a ser por ebullición nucleada con transferencia permanente de energía.

1.3. Antecedentes Bibliográficos

Recientes desenvolvimientos teórico-experimentales en ebullición nucleada con flujo de calor permanente están orientados en diferentes líneas de pesquisa comprendiendo los siguientes tópicos: optimización de geometría para calentadores, efectos de las propiedades de los líquidos, efecto de variación del nivel del fluido, determinación del máximo calor a ser intercambiado sin daños al calentador, condiciones de la superficie de calentamiento, incremento de flujo de calor por adición de puntos artificiales de nucleación, historia de la ebullición y de la burbuja, aumento forzado del intercambio de calor por diversas técnicas como vibraciones, campos electrostáticos, aditivos en los líquidos, determinación de la capa límite térmica, etc.

Y.Y.Hsu (7) admite que la importancia de las condiciones de la superficie calentadora ha sido plenamente reconocida. También que solamente cavidades en una pequeña faja de tamaño pue

den ser centros activos de nucleación. Para definir el rango del tamaño de centros activos como una función de la temperatura de la superficie o del flujo de calor propuso un modelo que describe el núcleo de la burbuja como un punto rodeado de agua caliente. El núcleo comenzará a formar una burbuja solo cuando el líquido alrededor está suficientemente sobrecalentado. El tiempo necesario para que el líquido llegue a ese sobrecalentamiento es conocido como tiempo de espera. Una cavidad es considerada activa solo si su periodo de espera es finito. Ese criterio da los tamaños límites para cavidades efectivas.

Shoukri y Judd (17) desarrollando una investigación experimental mostraron que las dimensiones de las cavidades activas estaban en concordancia con el modelo de Hsu. También confirmaron la correlación sugerida por Brown relacionando el número de puntos activos por unidad de área como proporcional al inverso del radio crítico a una potencia m .

Marto et al (13) estudiaron ebullición nucleada de Nitrógeno líquido en una superficie horizontal, encontrando que los diversos acabamentos o recubrimientos superficiales alteran la curva de ebullición. Centros de nucleación artificiales incrementan el coeficiente de intercambio de calor.

Kurihara e Myers (9) encontraron que el número de centros activos aumenta con la rugosidad y que el coeficiente de ebullición es proporcional al número de centros activos a la potencia 0,33.

Por otro lado, Rohsenow (15) propuso la correlación que hasta el momento es la que relaciona mejor el flujo de calor con la diferencia de temperatura de la superficie y el fluido y

las propiedades físicas del mismo.

Vachon et al (19) y Frost y Li (4) realizaron una evaluación de constantes en la correlación de Rohsenow con varios fluidos y diferentes condiciones superficiales y diferentes presiones.

Con relación a la historia de la burbuja, un gran número de autores han estudiado el problema. Scriven (16) estudió el crecimiento de burbujas en líquidos puros y en mezclas binarias subrecalentadas, llegando a expresiones analíticas para la tasa de crecimiento en la llamada fase asintótica. Van Stralen et al (20) y Cole y Shulman (2) estudiaron el crecimiento de burbujas en una amplia faja del número de Jakob. En general se ha encontrado que el radio de la burbuja varía con el tiempo a la potencia $m = 1/2$.

En el presente trabajo se estudia ebullición nucleada heterogénea con flujo permanente de calor. Se procura desenvolver un procedimiento experimental que proporcione la obtención de datos para la formulación de un modelo construido a partir de un balance macroscópico de energía en un sistema constituido de una superficie calentadora (placa horizontal) y un líquido (agua a la temperatura de saturación). Se observa la generación de burbujas para determinar su crecimiento con el tiempo a través de la técnica de filme a alta velocidad comparando su comportamiento con el descrito por la teoría existente. También se efectúa la evaluación de las constantes en la correlación de Rohsenow.

CAPITULO 2

EQUIPO Y TECNICA EXPERIMENTAL

2.1. Colocación del Problema para ser Tratado Experimentalmente

Mediante el proceso experimental pretendían hacerse medidas de dos tipos:

- a) Medición del flujo de calor desde una superficie hacia un fluido a temperatura de saturación en una etapa de ebullición y otra de convección en los flujos menores de calor. Con esto podía obtenerse el coeficiente "h" de intercambio de calor entre la superficie y el fluido. También se observó la variación de h con el tiempo en el flujo máximo de calor en el periodo inicial del proceso. Para este tipo de medidas se usó un sistema de termopares y potenciómetro.
- b) Observación de los perfiles de las burbujas para encontrar una relación entre el radio de la burbuja y el tiempo de residencia de la misma en la superficie de ebullición. Para estas mediciones se usó una combinación de cámara filmadora de alta velocidad y un equipo analizador de filmes.

2.2. Cámara de Ebullición

La cámara de ebullición fue determinada a partir de los trabajos de Shoukri y Judd (17), Stewart y Cole (18), Kurihara y Myers (9) y Marto et al (13), consistiendo en un paralelepípedo de 150mm x 150mm x 240mm. En las partes frontal y posterior fue pro-

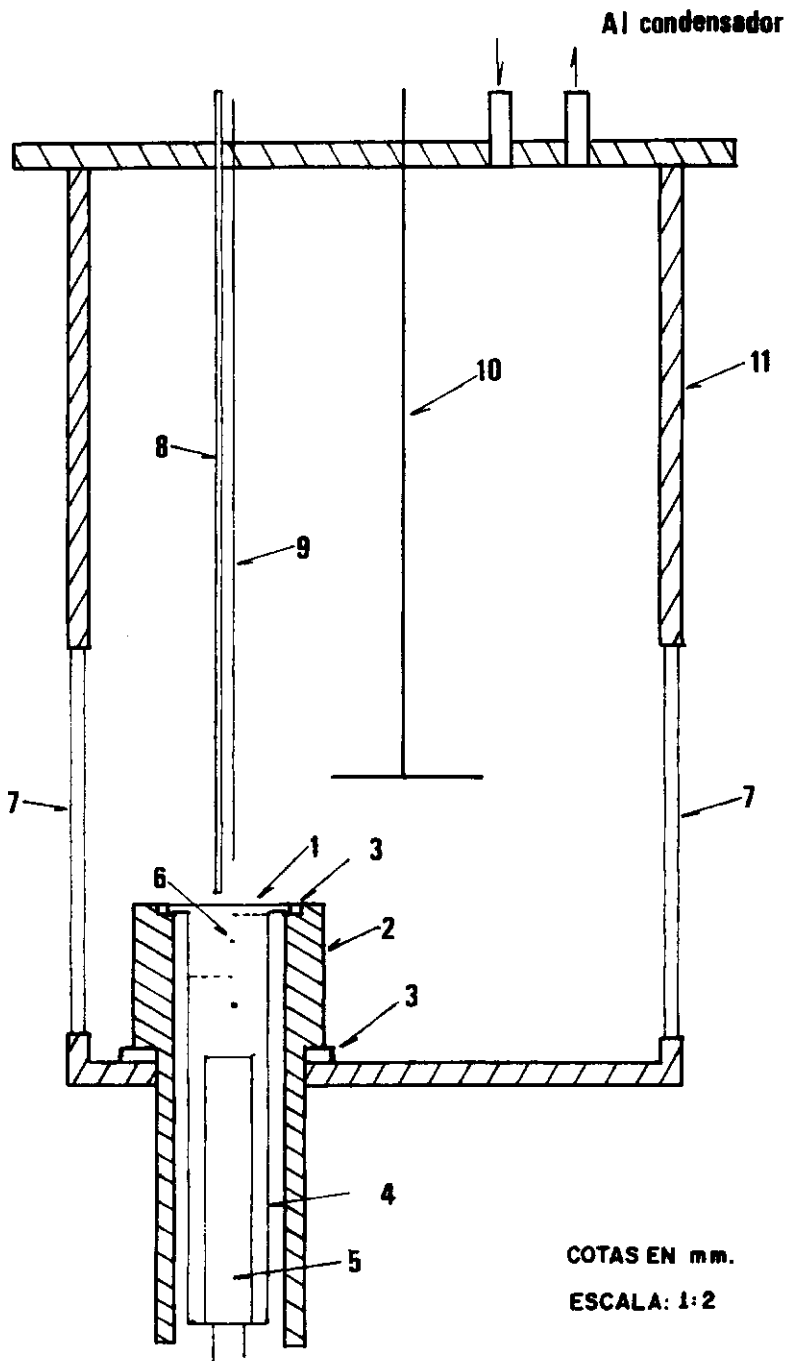


FIG. 2.1 CAMARA DE EBULLICION

- | | |
|--------------------------------|--------------------------|
| 1- SUPERFICIE DE EBULLICION | 7- VENTANAS DE VIDRIO |
| 2- CILINDRO DE ALUMINIO | 8- ESTILETE CALIBRADO |
| 3- ANILLOS AISLANTES DE TEFLON | 9- TERMOPAR PARA MEDIR |
| 4- CAPA DE AIRE DE 2 mm. | TEMPERATURA DEL LIQUIDO |
| 5- RESISTENCIA EM CARTUCHO | 10- RESISTENCIA AUXILIAR |
| 6- TERMOPARES | 11- CELULA DE ALUMINIO |

vista de ventanas de vidrio temperado para facilidad de observación, calentamiento y filme. Para evitar efectos de distorsión óptica la superficie de ebullición fue colocada cerca de la ventana frontal. Una vista seccionada de la cámara de ebullición se presenta en la Fig. 2.1.

Como superficie de ebullición se usó la parte superior de un cilindro de cobre con diámetro mayor en ese extremo para evitar efectos térmicos de borde. Una resistencia en forma de cartucho de 500W actuó como elemento suministrador de calor. El cilindro de cobre era colocado dentro de un cilindro hueco de Aluminio aislándolos térmicamente una capa de aire de 2mm.

Para medición de temperaturas se usaron 5 termopares Cobre-Constantan de 1,5mm de diámetro previamente calibrados; 4 de ellos medían temperaturas en el eje del cilindro y 1 registraba la temperatura media del fluido. En combinación con los termopares se usó un potenciómetro Leeds and Northrup modelo 8690-2.

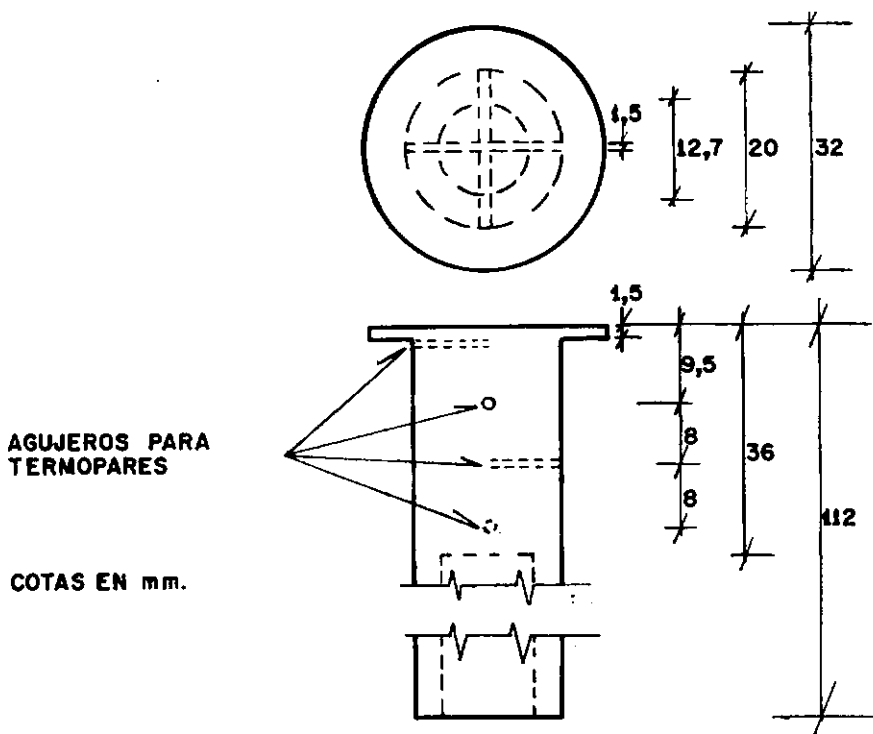


FIG. 2.2 COLOCACION DE TERMOPARES

Desde la parte superior de la cámara de ebullición se introdujo el termopar que registraba la temperatura media del fluido y un estilete calibrado con diámetro de $0,7\text{mm} \pm 0,01\text{mm}$ para establecer una escala de medida para evaluar las dimensiones de las burbujas filmadas, como en (1).

El fluido era inicialmente llevado a la temperatura de saturación usando una resistencia auxiliar que luego era retirada, activándose inmediatamente 2 lámparas de luz infra-roja de 250W que colocadas a corta distancia de cada ventana mantenían constante la temperatura de saturación del fluido.

Para mantener constante el nivel del fluido dentro de la cámara fue usado un condensador de vidrio.

El flujo de calor hacia la superficie de ebullición fue calculado a partir de las temperaturas en el eje del cilindro usando la ecuación de Fourier

$$q_w = -K A \frac{\Delta T}{\Delta X} \quad (2.1)$$

La temperatura en la superficie de ebullición se calculó por extrapolación de las temperaturas en el cilindro, ajustándose una recta, como en (13) y (5).

2.3. Procedimiento Experimental

Antes de comenzar cada corrida la cámara de ebullición era limpiada cuidadosamente con alcohol para eliminar grasas y otras sustancias extrañas que pudieran alterar los datos.

Al fijar el cilindro de cobre la superficie era cubierta por una capa de masa durepoxi. Cuando la masa solidificaba el

conjunto era lijado con papel abrasivo número 180 de Carbureto de Silicio. El abrasivo era enrollado en un pequeño cilindro y se daban 10 pasadas en una dirección y 10 más a 90° repitiéndose hasta obtener una rugosidad uniforme. La masa durepoxi daba continuidad a la superficie de ebullición eliminando en la periferia puntos de nucleación indeseables. Después era limpiada con solución sulfo-crómica.

El fluido usado era agua destilada, desionizada y sin gases. Inicialmente se llevaba el fluido a su temperatura de saturación y se suministraba calor suficiente para producir ebullición vigorosa durante algunos minutos, luego se hacía bajar la temperatura a 80°C para desactivar puntos de nucleación indeseados. Este proceso se repetía varias veces hasta observar burbujas solamente en la superficie de ebullición. A partir de entonces se retiraba la resistencia auxiliar y se activaban las lámparas de luz infraroja para mantener constante la temperatura de saturación-

La primera etapa de la experiencia consistió en observar la variación del coeficiente "h" con el tiempo. Para esto se mantuvo constante el flujo máximo durante 14 horas después de las cuales se observó estabilidad térmica. Marcus y Dropkin (12) reportaron este fenómeno indicando que se debe a la eliminación de gases, oxidación y contaminación. Luego el flujo de calor era gradualmente disminuido, manteniéndose en las etapas intermedias 1.5 horas para conseguir nuevamente equilibrio térmico.

Cuando se llegó a los valores de flujo de calor bajos que todavía producían ebullición se preparó el material para filmar. Se focalizaron principalmente aquellas zonas donde existía nucleación de burbujas sin interferencia de las vecinas para medir

posteriormente con claridad las dimensiones requeridas.

Para filmar se utilizó una máquina Fastax 16mm de alta velocidad modelo WF-3, del Red Lake Lab. Inc. Los filmes utilizados fueron: Kodak Plus X Negative 7231, Kodak Double X Negative 7222 y Fuji Panchromatic Negative 72161. Se filmó en la faja de 4000 a 5000 cuadros por segundo.

Para marcar el tiempo en el filme la filmadora posee internamente un sistema de iluminación que impresiona el borde de la cinta al apagarse o encenderse conforme la frecuencia de la red. Esta fuente interna fue alimentada con 140V de corriente alterna.

La iluminación para filmar fue conseguida con una lámpara de 250W colocada atrás de la cámara de ebullición y orientada directamente hacia la lente de la filmadora. Para filtro de luz se usó solución de sulfato de cobre.

Para analizar los filmes fue utilizado el equipo Nac Film Motion Analyzer Model 16-S.

De cada filme se analizó la faja de los últimos 15 metros por ser en esta zona donde queda aproximadamente constante el número de cuadros por período marcado en el borde de la cinta.

Siendo necesario determinar el tiempo transcurrido entre un cuadro y otro, se calculó de

$$t_c = \frac{1}{fN} \quad (2.2)$$

donde

t_c = tiempo transcurrido entre dos cuadros.

f = cantidad de marcas en el borde del filme en un segundo, igual a la frecuencia de la red 60 ciclos por segundo.

N = número de cuadros comprendidos en un período.

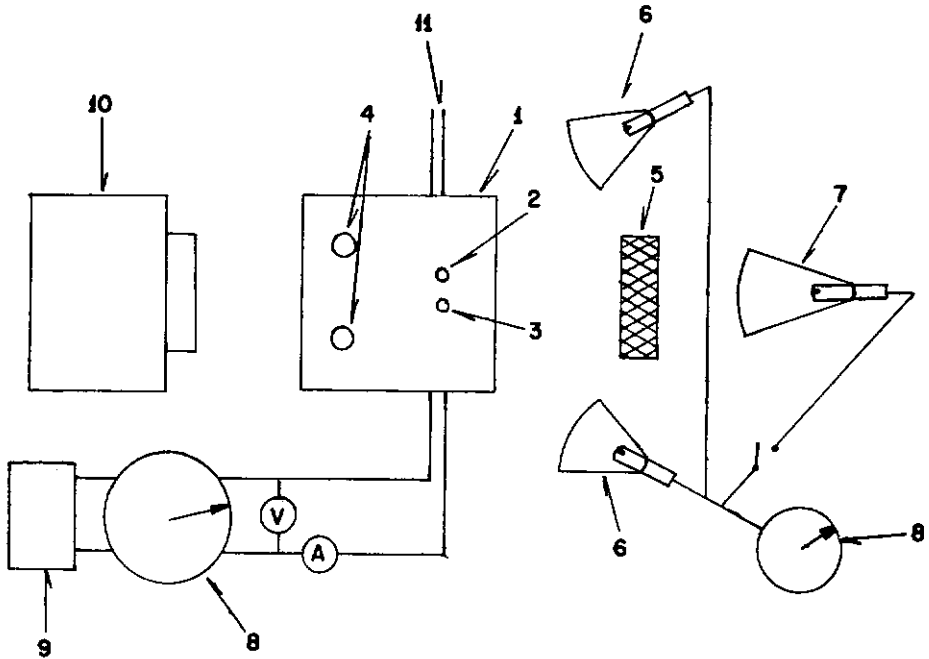


FIG. 2.3 MONTAJE GENERAL

- | | |
|---|-----------------------------|
| 1- CAMARA DE EBULLICION | 6- LAMPARAS INFRA-ROJAS |
| 2- TERMOPAR | 7- LAMPARA DE ILUMINACION |
| 3- ESTILETE | 8- REGULADOR DE VOLTAJE |
| 4- ENTRADA Y SALIDA PARA EL CONDENSADOR | 9- ESTABILIZADOR DE VOLTAJE |
| 5- FILTRO DE LUZ | 10- FILMADORA |
| | 11- SALIDA DE TERMOPARES |

Conocida la duración de un cuadro podrá ser hecho el estudio del crecimiento de las burbujas con el tiempo. Para eso el filme es observado en el analizador de filmes y a partir de ahí son medidas las dimensiones de las burbujas. Son considerados tres diámetros para las burbujas: horizontal(A), vertical(B) y de contacto (C) entre burbuja y placa.

Se considera a la burbuja generada en la placa como una oblata esferoide cuando $A > B$ y como prolata esferoide cuando $A < B$. El radio (R) se determinó como el de una esfera equivalente

en volumen

$$R = 0.5 \sqrt[3]{A^2 B} \quad (2.3.1)$$

en el caso de oblata esferoide,

$$R = 0.5 \sqrt[3]{A B^2} \quad (2.3.2)$$

en el caso de prolata esferoide.

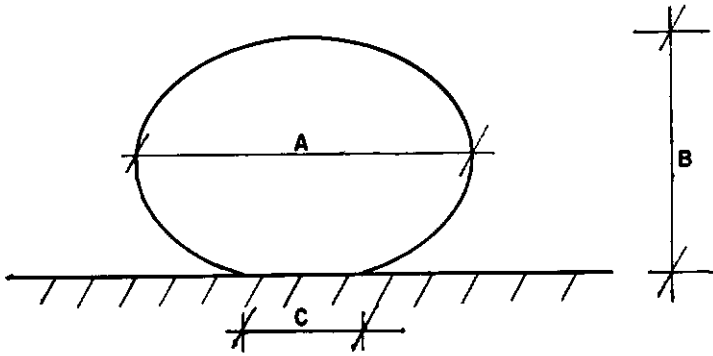


FIG.2.4 DIMENSIONES PARA LAS BURBUJAS

También a partir del filme se determina el n mero total de burbujas $N_b(t)$ existentes en la superficie, suponiendo que esten igualmente distribuidas en toda el area de ebullición.

CAPITULO 3

MODELO TEORICO

3.1. Descripción del Modelo

Para formulación de un modelo para ebullición nucleada heterogénea con flujo permanente de calor se considera el sistema compuesto de una placa plana circular horizontal de la cual fluye calor hacia un fluido a temperatura de saturación a presión atmosférica.

El flujo de calor de la placa para el fluido es determinado a partir de la ecuación de Fourier

$$q_w = -K \frac{\Delta T}{\Delta X} \quad (3.1)$$

Existiendo el flujo de calor q_w diferentes mecanismos de transferencia de calor pueden ocurrir. Esos mecanismos dependen del nivel de potencia suministrada. Para valores bajos de q_w en los que no aparecen burbujas, el calor se transmite por convección natural. Al elevarse el nivel de potencia ocurre una transformación de parte del líquido en vapor, dando lugar a la formación y crecimiento de burbujas, de manera que existe una combinación de ebullición nucleada con convección natural.

3.2. Etapa de Convección Natural

En los niveles de flujo de calor bajos en los que no se da nucleación de burbujas el mecanismo de transferencia de calor es el de convección natural de un disco horizontal hacia un fluido en la temperatura de saturación.

El calor absorbido por el líquido se traduce en el so

brecalentamiento del líquido adyacente a la superficie caliente. De esta manera se mantiene una película de fluido sobrecalentado, el cual constituye la capa límite térmica. La capa límite es la responsable por el origen de burbujas para flujos mayores de calor.

En régimen de convección natural el flujo de calor es expresado por la ecuación

$$q_c = h(T_w - T_\infty) \quad (3.2)$$

Entonces tenemos que

$$q_w = q_c \quad (3.3)$$

3.3. Etapa de Ebullición

En flujos de calor altos acontece que parte de la masa del líquido se transforma en vapor, dando lugar a la nucleación de burbujas en la superficie calentadora. Tenemos entonces que parte del calor es absorbido por convección natural y otra parte es absorbido en el sistema para formación y crecimiento de burbujas.

$$q_w = q_c + q_b \quad (3.4)$$

Para determinar el calor absorbido por ebullición partimos admitiendo que en la placa haya una concentración espacial uniforme de burbujas. También se admite que cada burbuja crece independientemente de las otras no habiendo coalición y el campo de temperaturas en el líquido alrededor de una burbuja no es afectado por el crecimiento de otra.

Por tanto cada una crece como si estuviera aislada en

su propio ambiente.

Un flujo de calor determinado ya estabilizado dará origen a una cantidad constante de puntos de nucleación con una frecuencia dada de formación de burbujas. Es decir

$$N_b(t) = N_b \quad (3.5)$$

Informaciones sobre N_b deben ser obtenidas de alguna manera. Correlaciones entre número de puntos de nucleación y flujo de calor han sido hechas, como en (11). El modelo aquí presentado usará N_b obtenido de datos experimentales.

A cada burbuja que crece en la placa está asociada una tasa de crecimiento dada por

$$\frac{dv}{dt}(t)$$

durante el tiempo de residencia de la burbuja sobre la placa.

El radio de la burbuja es dado por la expresión

$$R(t) = 2\beta(\alpha t)^{0,43} \quad (3.6)$$

el exponente obtenido experimentalmente y β es la constante de crecimiento de la burbuja.

Ahora puede ser escrita la expresión para el flujo de calor en la placa que es absorbido por las burbujas.

$$q_b = \rho_v h_{fg} \frac{N_b(t)}{A_1} \frac{d\bar{v}}{dt} \quad (3.7)$$

donde

$$\frac{d\bar{v}}{dt} = \frac{1}{T_b} \int_0^{T_b} \left(\frac{dv}{dt} \right) dt = \frac{1}{T_b} [\bar{v}]_0^{T_b} = \frac{v_f}{T_b}$$

Siendo T_b el período de la burbuja, aproximadamente igual también al tiempo de residencia, considerando negligible el tiempo de espera para el origen de cada burbuja.

Sustituyendo las expresiones correspondientes se llega a:

$$q_b = \frac{32}{3} \pi \rho_v h_{fg} \beta^3 \alpha^{1,29} \frac{N_b}{A_1} T_b^{0,29} \quad (3.8)$$

En esta expresión la constante β de crecimiento tiene influencia sensible. Alteraciones de los valores de β del orden de $\pm 5\%$ ocasionan variaciones de $\pm 16\%$ en q_b . También puede observarse una relación directa entre q_b y el número de burbujas generadas en la placa N_b .

Para encontrar el calor transferido por convección se considera como area util el excedente del area ocupada por las burbujas. El area ocupada por las burbujas será

$$A_b = \pi N_b \overline{R(t)}^2 \quad (3.9)$$

donde

$$\overline{R(t)} = \frac{1}{T_b} \int_0^{T_b} R(t) dt$$

Sustituyendo e integrando se obtiene:

$$A_b = 1,96 \pi N_b \beta^2 \alpha^{0,86} T_b^{0,86} \quad (3.10)$$

Finalmente,

$$q_w = \frac{h_c}{A_1} (A_1 - 1,96 \pi N_b \beta^2 \alpha^{0,86} T_b^{0,86}) (T_w - T_\infty) + \frac{32}{3} \pi \rho_v h_{fg} \beta^3 \alpha^{1,29} \frac{N_b}{A_1} T_b^{0,29} \quad (3.11)$$

CAPITULO 4

RESULTADOS Y DISCUSIONES

4.1. Evaluación de Constantes para la Correlación de Rohsenow

La expresión propuesta por Rohsenow (15) es la que relaciona mejor el flujo de calor q_w con las diferencias de temperatura entre superficie y líquido y otras propiedades del mismo. Esta expresión permite el cálculo de el coeficiente h global de transferencia de calor, comprendiendo la ebullición nucleada y la convección natural que pueda existir.

$$\frac{C_\ell (T_w - T_\infty)}{h_{fg}} = C_{sf} \left\{ \frac{q_w}{\mu_\ell h_{fg}} \left[\frac{\sigma g_o}{g(\rho_\ell - \rho_v)} \right]^{1/2} \right\}^r P_r^s$$

donde:

C_ℓ = calor específico del líquido

h_{fg} = calor latente de evaporación

μ_ℓ = viscosidad del líquido

σ = tensión superficial de la interfase líquido-vapor

ρ_ℓ = masa específica del líquido

ρ_v = masa específica del vapor

K_ℓ = conductividad térmica del líquido

P_r = Número de Prandtl

$$P_r = \frac{C_\ell \mu_\ell}{K_\ell}$$

Los valores a determinar en esa expresión son:

- exponentes s, r
- coeficiente C_{sf}

Rohsenow (15) encontró el valor de $s = 1$ para agua y $s = 1,7$ para otros líquidos, a partir de datos experimentales representados en un gráfico de $\left(\frac{C_{\ell} \Delta T}{h_{fg}}\right)$ contra el número de Prandtl.

Rohsenow encontró el valor de $r = 0,33$ indicando que podría variar. Vachon et al (19) pesquisaron las variaciones para el exponente r de acuerdo con la preparación de la superficie y diferentes combinaciones líquido-superficie.

La parte lineal del gráfico de q_w contra $(T_w - T_{\infty})$ en escala Di-log es ajustada a una recta para encontrar el valor de r como igual al recíproco de la pendiente de esa recta. Los valores encontrados para r en cada corrida de este trabajo se muestran en la tabla 4.1, junto con el valor de r encontrados por Vachon para el mismo tratamiento superficial y la misma combinación líquido superficie y también el valor de r recomendado por Rohsenow. Puede apreciarse que los valores encontrados en este trabajo están más en concordancia con los de Vachon.

Después de conocido r se calcula el coeficiente C_{sf} . En la tabla 4.1 se muestra el coeficiente C_{sf} para cada corrida de este trabajo, encontrado de tres maneras:

- a) Cálculo de C_{sf} usando $r = 0,33$ como recomendado por Rohsenow (15);
- b) Cálculo de C_{sf} usando $r = 0,15$ valor encontrado por Vachon et al (19) para las mismas condiciones superficiales y misma combinación líquido-superficie;
- c) Cálculo de C_{sf} usando el valor de r obtenido del grá

fico de q_w contra $(T_w - T_\infty)$ en escala Di-log de las corridas 1, 2 y 3 de este trabajo.

Como puede observarse en la tabla 4.1 los valores para C_{sf} también están concordando con los valores de Vachon et al (19) para las mismas condiciones.

Tabla 4.1. Valores de las Constantes C_{sf} y r

Corrida	Ref. (15)		Ref. (19)		Este trabajo	
	C_{sf}	r	C_{sf}	r	C_{sf}	r
1	0,02064	0,33	0,01638	0,15	0,01653	0,16
2	0,01759	0,33	0,01387	0,15	0,01415	0,17
3	0,01755	0,33	0,01499	0,15	0,01496	0,15

En la Fig. 4.1 se muestra el flujo de calor q_w medido como función de la diferencia de temperatura $(T_w - T_\infty)$, notándose alguna separación entre cada una de las curvas. Marcus y Dropkin (12) también obtuvieron un resultado semejante para tres corridas hechas para una misma combinación y preparación de superficie, explicando este comportamiento en términos del fenómeno de histeresis comunmente encontrado en ebullición nucleada. Los diferentes flujos máximos iniciales en cada corrida causaron un porcentaje diferente de cavidades potencialmente activas en la superficie de ebullición, lo cual resulta en una población de burbujas diferente. En la figura 4.1 se muestra también el resultado de una corrida de la referencia (13) para superficie de cobre espejeada y usando agua destilada.

En la Fig. 4.2 se muestra el coeficiente (h) de intercambio de calor en función de $(T_w - T_\infty)$, siendo (h) un coeficiente

global que considera el calor transferido por ebullición y también aquel transferido por la convección natural que aun pueda ocurrir. Puede observarse el cambio de inclinación en cada curva al comenzar a originarse burbujas en la superficie. En la región de ebullición nucleada es necesario un pequeño cambio en la abscisa ($T_w - T_\infty$) para conseguir un incremento apreciable en (h) y consecuentemente un incremento en el flujo de calor retirado. Puede apreciarse también la tendencia a unirse entre las curvas de las corridas 2 y 3 separándose un poco de la correspondiente a la corrida 1, la cual puede deberse a la diferencia entre el agua destilada, desionizada y sin gases para la 2 y 3 y el agua sólo destilada de la corrida 1.

La Fig. 4.3 muestra el coeficiente (h) en función del tiempo, observación hecha en el periodo inicial de cada corrida en el flujo máximo a ser usado. Puede apreciarse una ligera tendencia inicial a descender hasta un valor mínimo entre 4 y 6 horas de ebullición y luego sufre un pequeño acréscimo para quedar constante después de 12 horas, tiempo en el que los termopares indicaron una estabilidad térmica. La variación observada no fue tan acentuada como aquella notificada por Marcus y Dropkin (12).

Las Figs. 4.4 a 4.6 muestran las correlación de Rohsenow para cada una de las tres corridas en este trabajo, usando las constantes de la tabla 4.1. Puede observarse que los datos de la curva experimental son mejor descritos usando las constantes encontradas en este trabajo, que también están en concordancia con los valores hallados por Vachon et al (19) más que con los valores dados por Rohsenow (15).

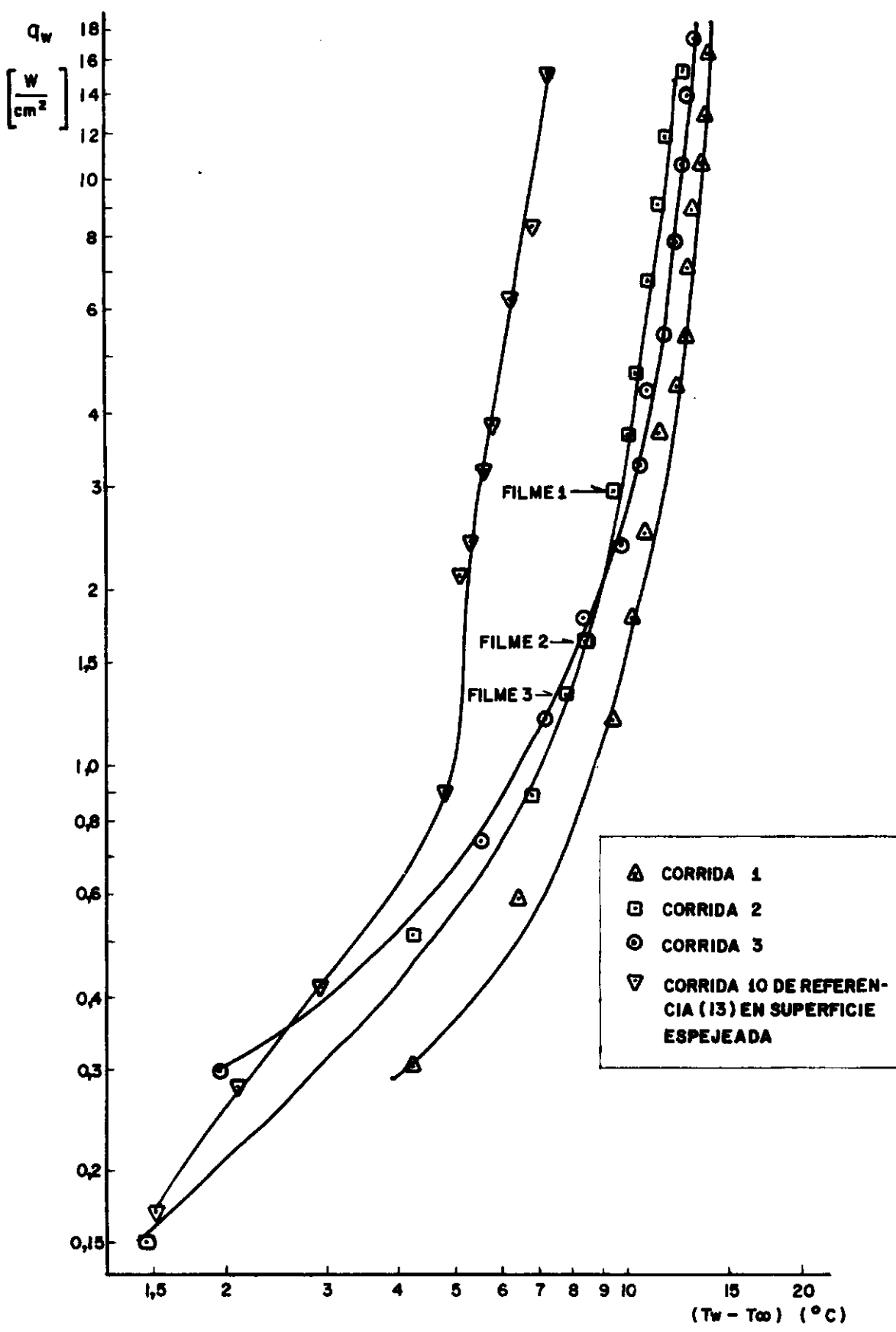
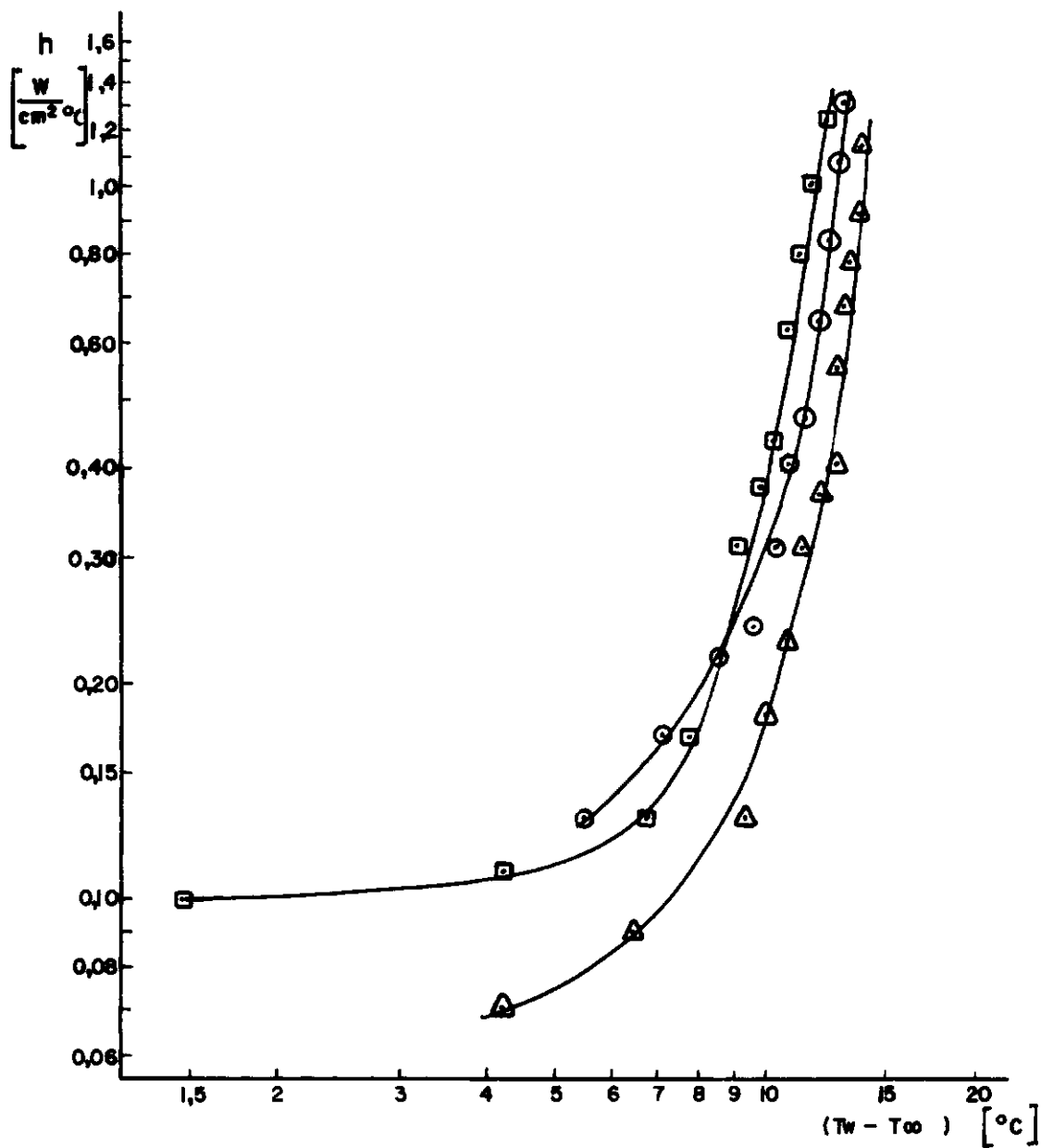


FIG. 4.1 FLUJO DE CALOR EN LA PLACA

FIG. 4.2 COEFICIENTE h

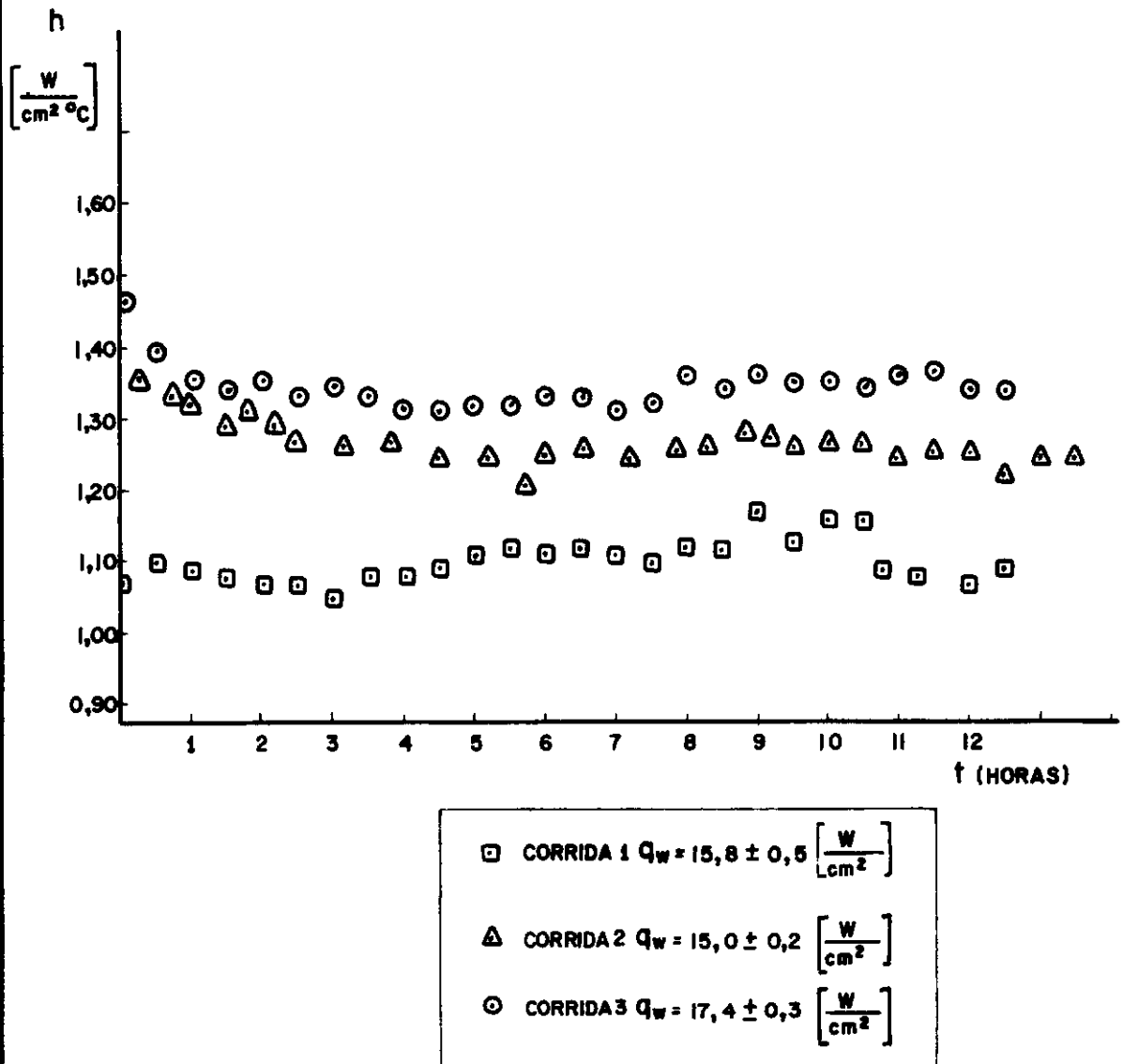


FIG. 4.3 VARIACION DEL COEFICIENTE h CON EL TIEMPO

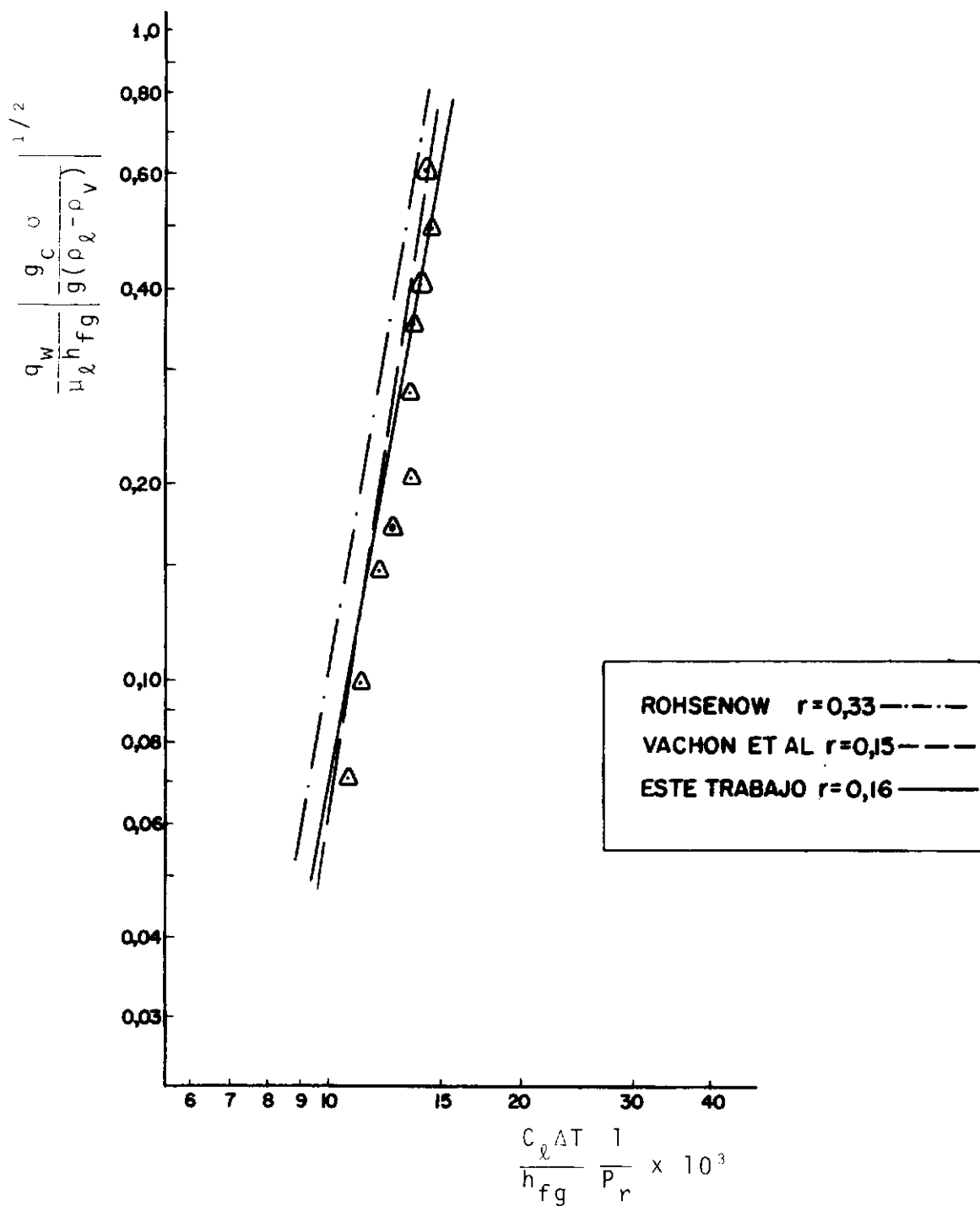


FIG. 4.4 CORRELACION DE ROHSENOW
PARA LA CORRIDA 1

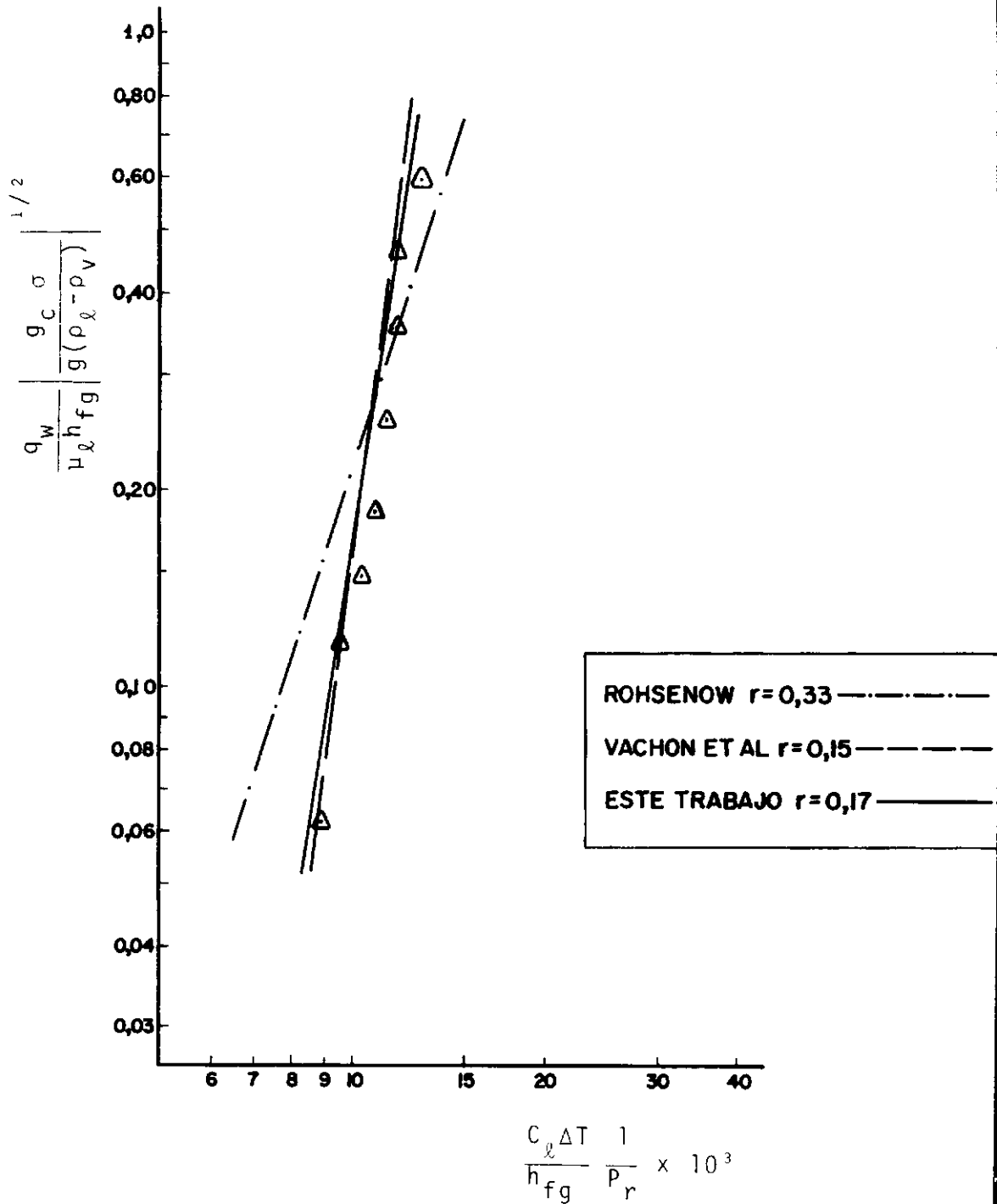


FIG. 4.5 CORRELACION DE ROHSENOW
PARA LA CORRIDA 2

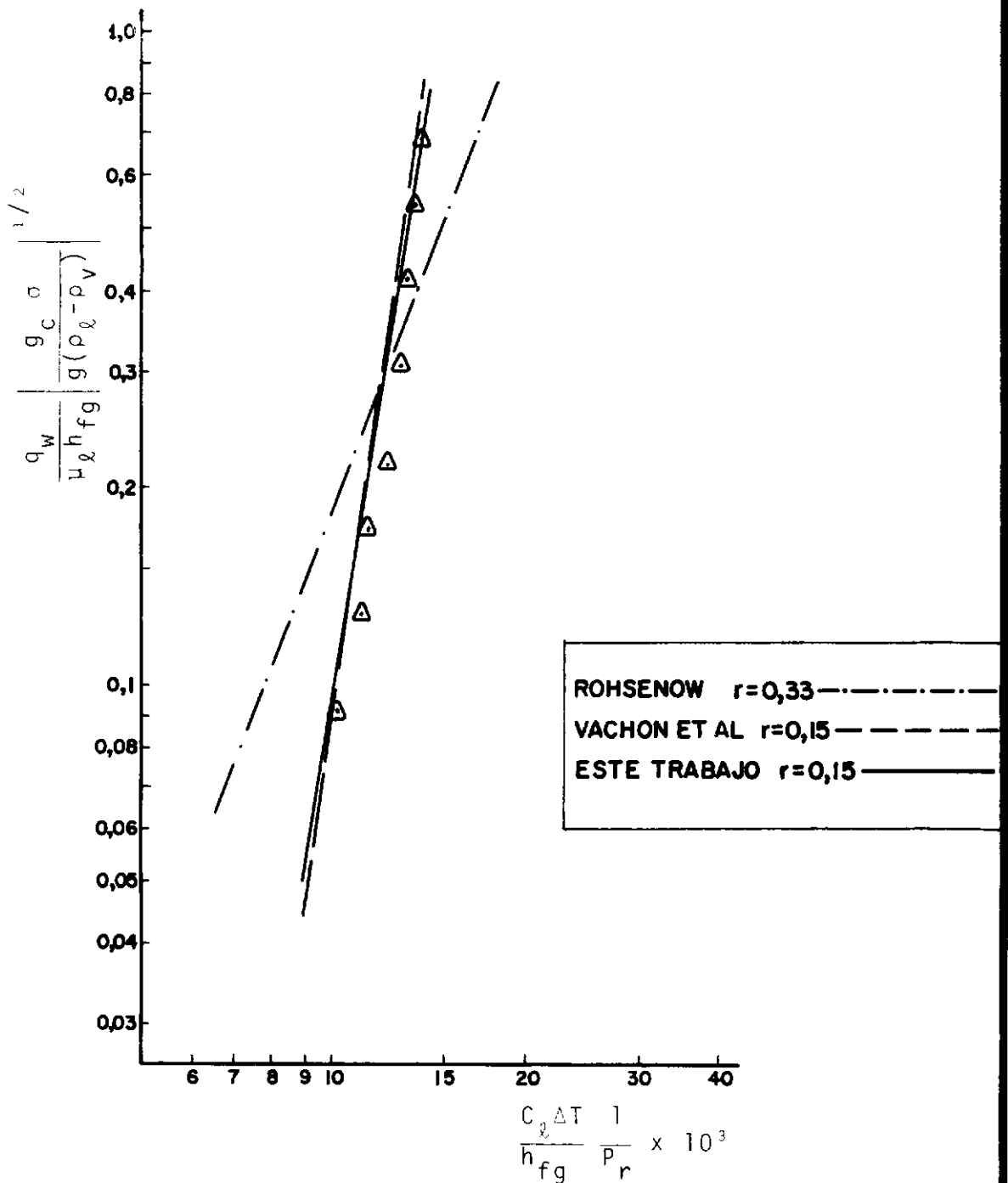


FIG. 4.6 CORRELACION DE ROHSENOW
PARA LA CORRIDA 3

4.2. Etapa de Convección Natural

Esta etapa se dió para los flujos menores de calor, siendo todo el calor que absorbe el sistema utilizado para la formación de la capa límite térmica. La región de convección natural puede ser observada en las Figs. 4.1 y 4.2 como la parte inferior de la curva. En la Fig. 4.2 puede apreciarse la diferencia de inclinación en la curva con relación a la región de ebullición nucleada. Convección natural fue observada para valores de $(T_w - T_\infty)$ de hasta $6[^\circ\text{C}]$. Según la referencia (22), si no se produjera ebullición la curva de convección continuaría con la misma inclinación para valores mayores de $(T_w - T_\infty)$, o sea que el cambio en la inclinación se debe al surgimiento de burbujas en la superficie caliente.

4.3. Etapa de Ebullición Nucleada

En esta etapa se observa la formación y crecimiento de burbujas en la placa. El calor que fluye de la placa al líquido se traduce en la transformación de parte del líquido en vapor, originándose así las burbujas.

A partir de los filmes realizados se obtuvieron los datos necesarios para formular una expresión que describa el crecimiento de la burbuja. La Fig. 4.7 contiene parte de los cuadros obtenidos al rodar el filme 1, pudiendo verse el estilete calibrado para calcular las dimensiones de la burbuja y otras burbujas de puntos de nucleación vecinos. Las Figs. 4.8 a 4.10 muestran la historia del crecimiento de las burbujas, hecho en escala Di-log para determinar el exponente de variación con el tiempo a partir de las inclinaciones de las rectas. Se encontró que un exponente me-

dio de 0,43 representa mejor los datos experimentales. En estos mismos gr̄aficos puede observarse tambiēn que el tiempo medio de residencia en la placa var̄ia para cada flujo de calor.

El campo de filme no abarca toda la superficie de la placa, por lo que solo aparecen filmadas burbujas de algunos puntos de nucleaciōn. En vista de eso el n̄mero total de burbujas en la placa fue determinado a partir de la suposiciōn de que estān igualmente distribuidos en la placa haciendose una correcciōn linear para el n̄mero de burbujas filmadas llevando en cuenta el ārea total de la placa.

Las constantes de crecimiento de las burbujas (β) fueron determinadas a partir de una regresiōn lineal usando el valor del exponente medio 0,43 de variaciōn con el tiempo.

La ecuaciōn (3.11) fue evaluada usando los valores medios para β , T y el exponente 0,43 para cada filme. Los resultados se muestran en la tabla 4.2. El valor de (h_c) se obtuvo de la Fig. 4.2 prolongando la curva para la regiōn de convecciōn.

Tabla 4.2

Filme	N_b	β	$T(\text{seg})$	Ec. 3.11 $\left[\frac{W}{\text{cm}^2}\right]$	Mediciōn Experimental
1	21	0,2822	0,029	1,19	1,33
2	14	0,242	0,0126	1,637	1,64
3	5	0,264	0,0077	2,917	2,97

En la Fig. 4.11 se muestra la distribuciōn del flujo de calor q_w en calor por convecciōn q_c y calor por ebulliciōn q_b . Puede observarse que el calor q_b aumenta para cada incremento en q_w y el calor q_c va disminuyendo, debido a la mayor poblaciōn de

burbujas en la placa. Para valores mucho mayores de q_w el calor transferido por convección q_c podrá llegar a valores muy pequeños de manera que puede considerarse despreciable.

En la Fig. 4.12 se comparan gráficamente los valores de la tabla 4.2, es decir, los encontrados al evaluar la ecuación 3.11 que representan la suma del calor absorbido por convección q_c mas el calor absorbido por ebullición q_b y el calor medido experimentalmente q_w . Los valores de (q_b+q_c) se encuentran razonablemente coincidentes con las de q_w .

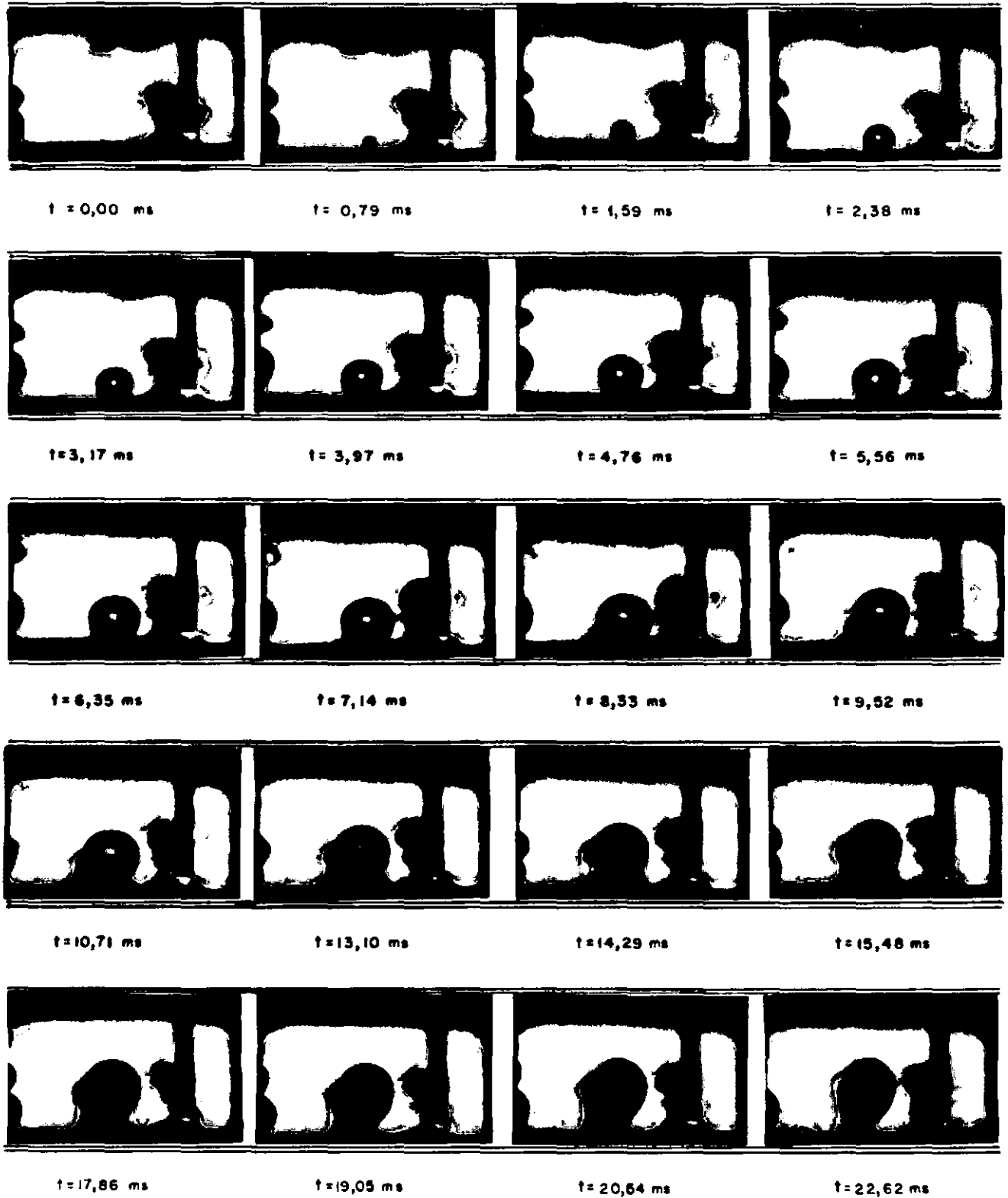


FIG. 4.7 ASPECTO DE LAS BURBUJAS ORIGINADAS EN LA SUPERFICIE DE LA PLACA

$$Q_w = 2,97 \left[\frac{\text{W}}{\text{cm}^2} \right]$$

$$T_{\text{ap}} = 99,9 \left[^\circ\text{C} \right]$$

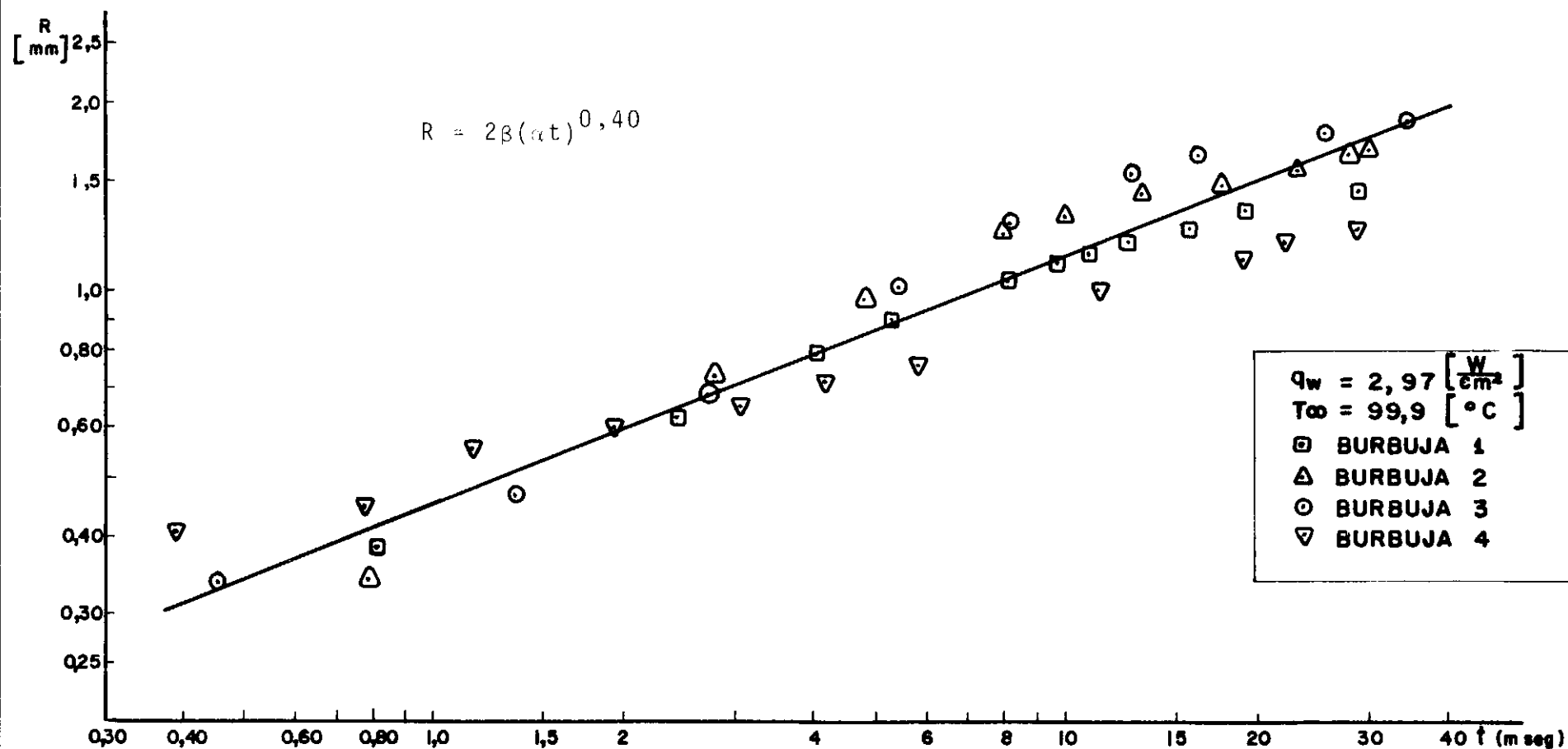


FIG.4.8 HISTORIA DEL CRECIMIENTO DE BURBUJAS EN LA PLACA. FILME 1

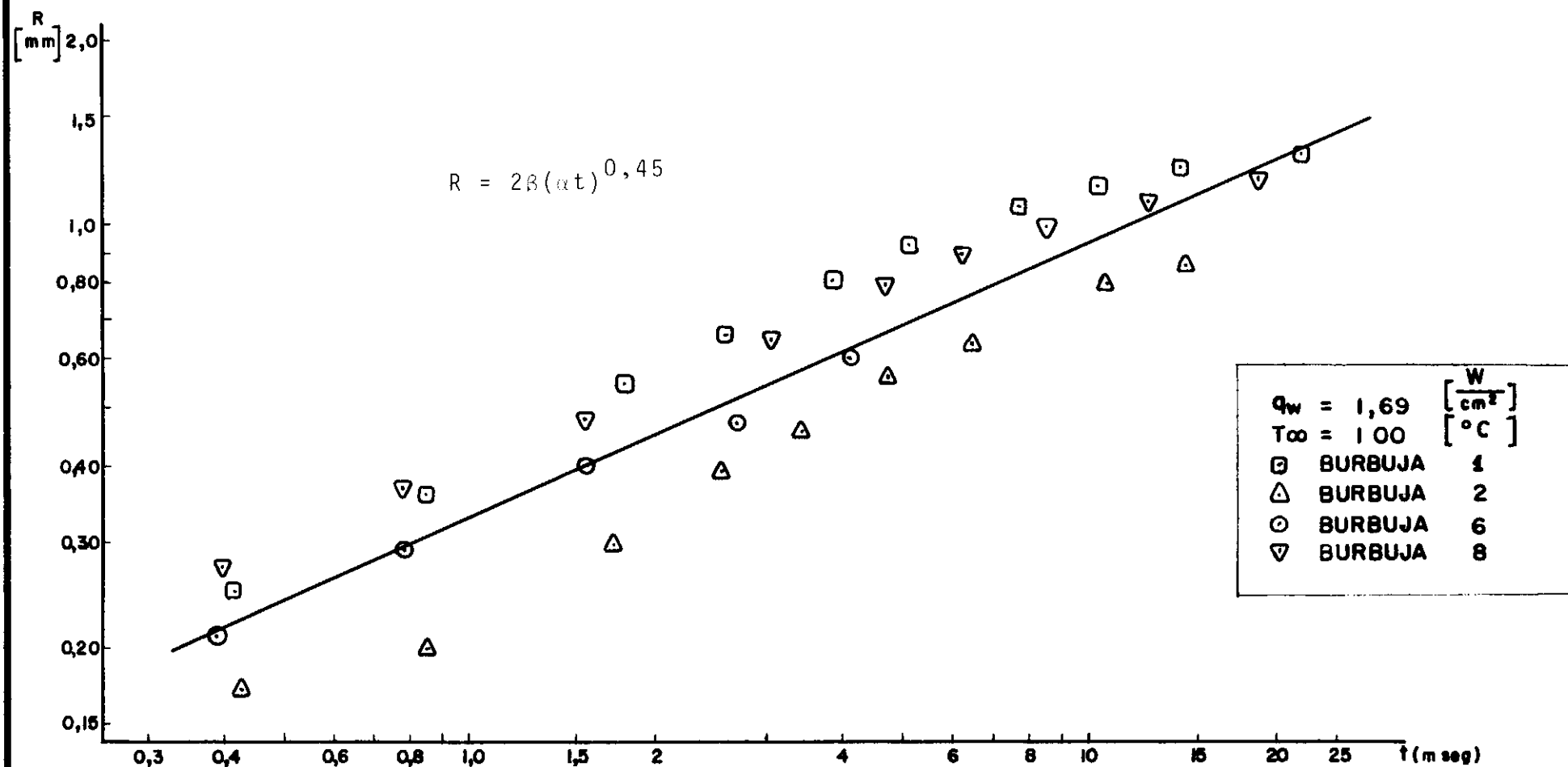


FIG. 4.9 HISTORIA DEL CRECIMIENTO DE BURBUJAS EN LA PLACA. FILME 2

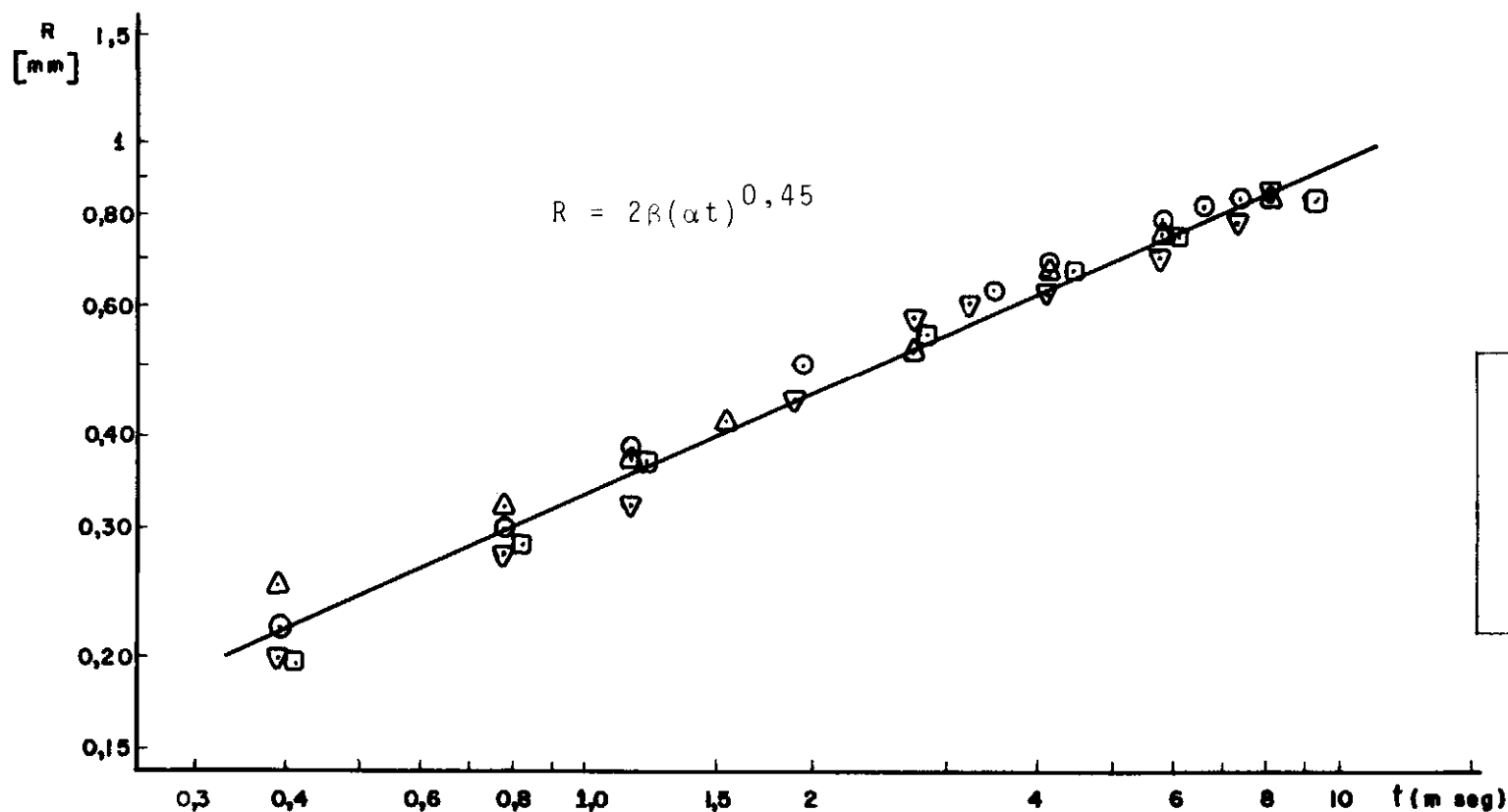


FIG. 4.10 HISTORIA DEL CRECIMIENTO DE BURBUJAS EN LA PLACA.
FILME 3

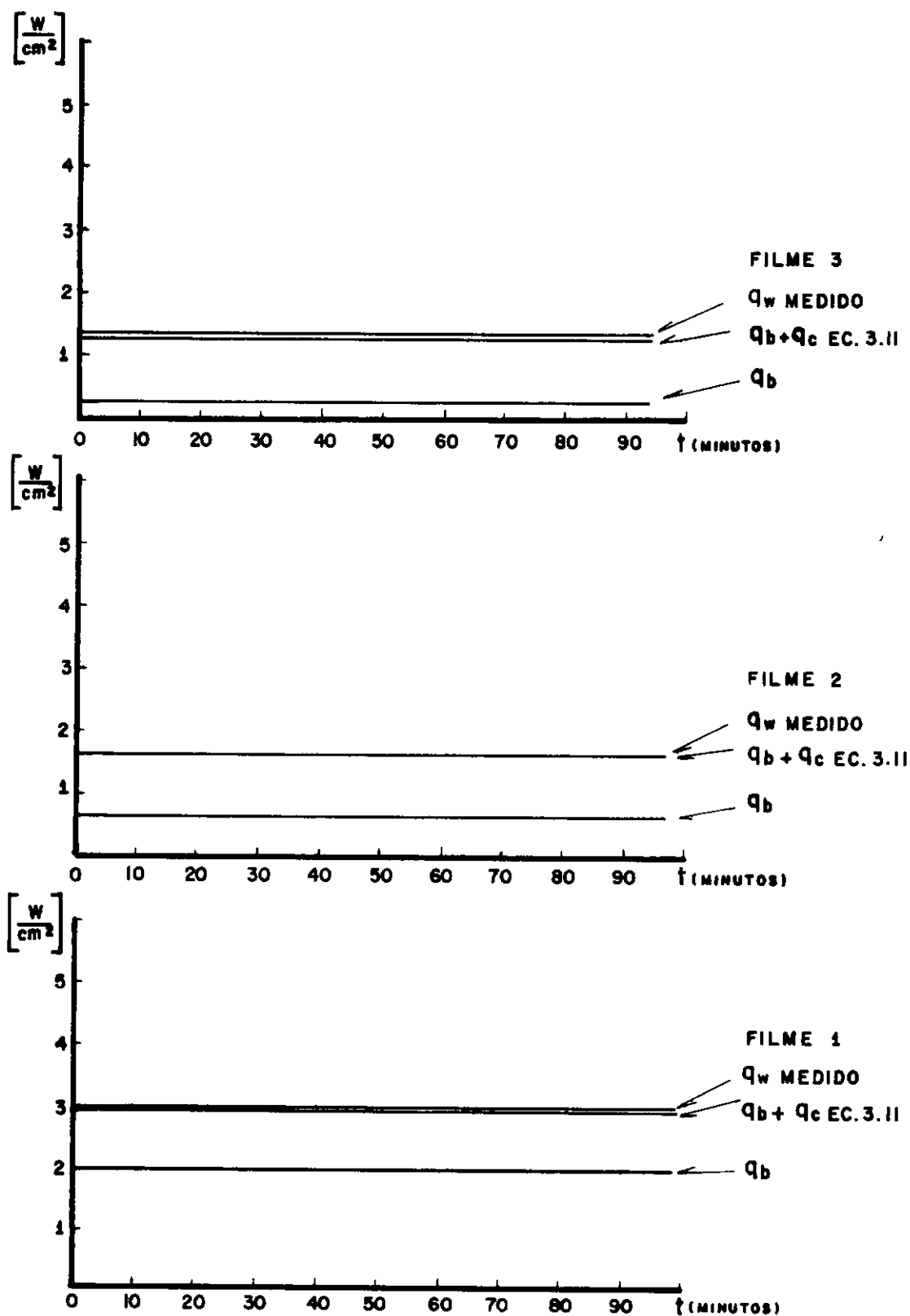


FIG. 4.II CALOR SUMINISTRADO AL SISTEMA
Y SU DISTRIBUCION POR CONVECCION Y
EBULLICION

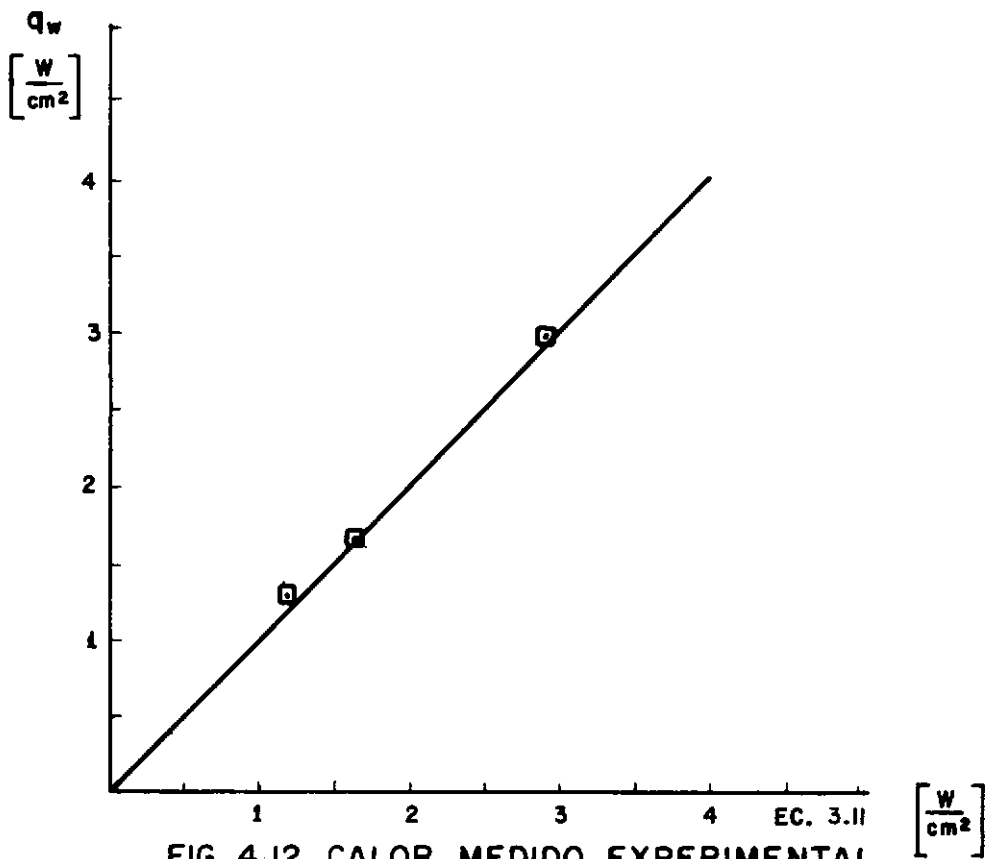


FIG. 4.12 CALOR MEDIDO EXPERIMENTAL
 q_w COMPARADO CON EL CALOR ABSORVIDO
EN EL SISTEMA (EC. 3.11)

CAPITULO 5

CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos con la utilización de las técnicas experimentales descritas fueron bastante satisfactorias, indicando que el modelo adaptado puede ser usado para describir un sistema constituido de placa plana sumergido en agua a temperatura de saturación con flujo permanente de calor.

El registro de temperaturas permitió calcular el flujo de calor hacia el sistema. El sistema de iluminación utilizado para filmar resultó en una clara nitidez de la silueta de las burbujas y del perfil de la placa, haciendo precisas las medidas de las dimensiones de las burbujas durante su periodo de residencia en la placa.

En lo que se refiere al crecimiento de las burbujas fue verificado que exponentes en el tiempo del orden de 0,43 representan mejor los datos experimentales que el exponente 1/2 previsto por la teoría de Scriven (16) y otros (20), (2).

Con respecto a la correlación de Rohsenow (15) se encontraron valores para las constantes que están más en concordancia con los valores hallados por Vachon et al (19) que con los valores indicados por el mismo Rohsenow. Para este trabajo se considera que pueden usarse los valores de $r = 0.16$ y $C_{sf} = 0.01415$, siendo que deben ser corregidos para otra combinación líquido-superficie y para otro tratamiento superficial.

La variación del coeficiente h con el tiempo en el flujo mayor de calor fue observada en un periodo de 12h a 14h, encon

trándose que ese coeficiente efectivamente sufre algunas variaciones como fue indicado por Marcus y Dropkin (12), habiéndose encontrado que el período de estabilización térmica para la combinación usada en este caso fue de aproximadamente 12 horas.

Con relación a la ecuación 3.11 que describe la distribución del calor suministrado en una parcela de convección y otra de ebullición puede considerarse aceptable para describir el sistema usado. Puede observarse la disminución de la parcela de calor absorbido por convección a medida que los niveles de potencia son aumentados dando lugar a mayor cantidad de puntos de nucleación. Como prolongación de este trabajo podría considerarse determinar hasta que punto la parcela de convección puede considerarse significativa.

Siendo que la cámara de ebullición usada en este trabajo puede ser usada en otras pesquisas se sugieren algunas modificaciones para mejorar el aprovechamiento del calor proporcionado por la resistencia eléctrica, como ser el hecho de usar un aislante térmico en lugar de la capa de aire que se dejó entre el cilindro de cobre y el cilindro hueco de Aluminio que lo contenía. También para evitar la tediosa tarea de calcular podría usarse un programa de computador partiendo desde los milivoltajes en la calibración de termopares.

BIBLIOGRAFIA

1. Bastos, L.E. - Ebulição nucleada em placa plana com geração transiente de calor, Tesis de D.Sc., COPPE/UFRJ, Noviembre de 1975.
2. Cole, R. y Shulman, H. - Bubble growth at high Jacob numbers Int.J. of Heat Mass Transfer, vol. 9, pp. 1377-1390, 1966.
3. Da Ponte, I.F. - Estudo experimental sobre ebulição nucleada sistema glicol-água, Tesis de M.Sc., COPPE/UFRJ, Enero de 1972.
4. Frost, C.W. y Li, K.W. - On the Rohsenow pool-boiling correlation, Transactions of the ASME, Journal of Heat Trans. pp. 232-234, Mayo de 1971.
5. Gaertner, F. - Photografic study of nucleate nucleate pool-boiling on a horizontal surface. Transactions of the ASME, Journal of Heat Transfer, pp. 17-29, Febrero de 1965.
6. Heled, Y. y otros - Pool boiling from large arrays of artificial nucleation sites, Int.J. of Heat Mass Transfer, vol. 13, pp.503-516, 1970.
7. Hsu, Y.Y. - On the size range of active nucleation cavities of heating surface, Transactions of the ASME, Journal of Heat Transfer, pp. 207-216, Agosto de 1962.
8. Johnson, M. y otros - Bubble shapes in nucleate boiling, AICHE JOURNAL, vol. 12, nº 2, pp. 346-348, Marzo de 1966.
9. Kurihara, M. y Myers, J. - The effect of superheat and surface roughness on boiling coefficients, AICHE JOURNAL, vol. 6, nº 1, pp. 83-91, Marzo de 1960.

10. Leppert, G. y Pitts, C. - Boiling. Advances in Heat Transfer, pp. 185-266, 1960.
11. Lienhard, J. - A semi-rational nucleate boiling heat flux correlation, Int. J. of Heat Mass Transfer, vol. 6, pp. 215-219, 1963.
12. Marcus, B. y Propkin, D. - Measured temperature profiles with in the superheated boundary layer above a horizontal surface in saturated nucleate pool boiling of water, Transactions of the ASME, Journal of Heat Transfer, pp. 333-341, Agosto de 1965.
13. Marto, P. y otros - Nucleate pool of Nitrogen with different surface conditions, Transactions of the ASME, Journal of Heat Transfer, pp. 437-444, Noviembre de 1968.
14. Oliver, F. - Practical Instrumentation transducers, Pitman Publishing, Great Britain, 1972.
15. Rohsenow, M. y Harnett, S. - Handbook of Heat Transfer, Mac-Graw Hill, 1973.
16. Scriven, L.E. - On dynamics of phase growth, Chemical Eng. Science, vol. 10, 1959, nº 1-2.
17. Shoukri, M. y Judd, R. - Nucleate site activation in saturated boiling, Transactions of the ASME, Journal of Heat Transfer, pp. 93-98, Febrero de 1975.
18. Stewart, J. y Cole, R. - Bubble growth rates during nucleate boiling at high Jacob Numbers, Int. J. of Heat Mass Transfer.
19. Vachon, R. y otros - Evaluations of constants for the Rohsenow pool-boiling correlation, Transactions of the ASME, Journal of Heat Transfer, pp. 230-247, Mayo de 1968.

20. Van Stralen, S. y otros - Bubble growth rates in nucleate boiling of water at subatmospheric pressures, Int. J. of Heat Mass Transfer, vol. 18, pp. 655-669, 1975.
21. Wiebe, J. y Judd, R. - Superheat layer thickness measurements in saturated and subcooled nucleate boiling, Transactions of the ASME, Journal of Heat Transfer, pp. 455-461, Noviembre de 1971.
22. Zuber, N. - Nucleate boiling, The region of isolated bubbles and the similarity with natural convection, Int. J. of Heat Mass Transfer, vol. 6, pp. 53-78, 1963.

SIMBOLOGIA

A_1	Area de la placa horizontal
A, B, C	Diámetros de la burbuja que crece en la superficie de la placa, Fig. 2.4
C_ℓ	Calor específico del Líquido
C_{sf}	Coeficiente en la correlación de Rohsenow
f	Frecuencia
g	Aceleración de la gravedad
g_o	Constante de conversión
h	Coeficiente de intercambio de calor
h_c	Coeficiente de intercambio de calor por convección
h_{fg}	Calor latente de evaporación
K	Conductividad térmica del cilindro de Cobre
K_ℓ	Conductividad térmica del líquido
N	Número de cuadros en el filme en un período T
$N_b(t) = N_b$	Número de burbujas en la placa horizontal
P_r	Número de Prandtl
q_b	Calor absorbido para formación de burbujas
q_c	Calor absorbido por convección
q_w	Flujo de calor de la placa al líquido, medido experimentalmente
r	Exponente en la correlación de Rohsenow
$R(t)$	Radio de la burbuja

s	Exponente en la correlación de Rohsenow
t	Tiempo de residencia de la burbuja en la placa
t_c	Tiempo entre 2 cuadros en el filme
T_b	Período de formación de la burbuja
T_w	Temperatura de la placa
T_∞	Temperatura media del líquido
T_1, T_2, T_3, T_4	Temperaturas registradas por los termopares
$V(t)$	Volumen de la burbuja
V_f	Volumen final de la burbuja
x	Distancia en el eje del cilindro de cobre, a partir del termopar inferior
α	Difusividad térmica del líquido a la temperatura de saturación
β	Constante de crecimiento de la burbuja
ρ_ℓ	Masa específica del líquido
ρ_v	Masa específica del vapor
μ_ℓ	Viscosidad del líquido
σ	Tensión superficial en la interfase líquido-vapor

APENDICE 1CALIBRACION DE TERMOPARES

En la figura A.1.1 se representa el esquema del montaje utilizado para la calibración de termopares.

Los 5 termopares de Cobre-Constantan fueron calibrados en un baño de aceite de alta temperatura HTF-100 UCON FLUID con punto de ebullición de $260[^\circ\text{C}]$. La temperatura fue obtenida usando termómetros de alta precisión de la ASTM desde $80[^\circ\text{C}]$ a $250[^\circ\text{C}]$ y las milivoltajes se obtuvieron con un potenciómetro Leeds and Northrup modelo 8690-2. La temperatura en el baño se mantuvo constante usando un controlador de temperatura de precisión de la Bayley Instrument Company modelo 124 equipado con sensor de temperatura y resistencia eléctrica.

Con los puntos experimentales se levantó una curva para cada termopar, obteniéndose precisión para lectura de hasta $0,1[^\circ\text{C}]$.

Los puntos experimentales obtenidos se presentan en las tablas A.1.a y b, con los cuales se dibujó la curva milivoltaje temperatura para cada termopar.

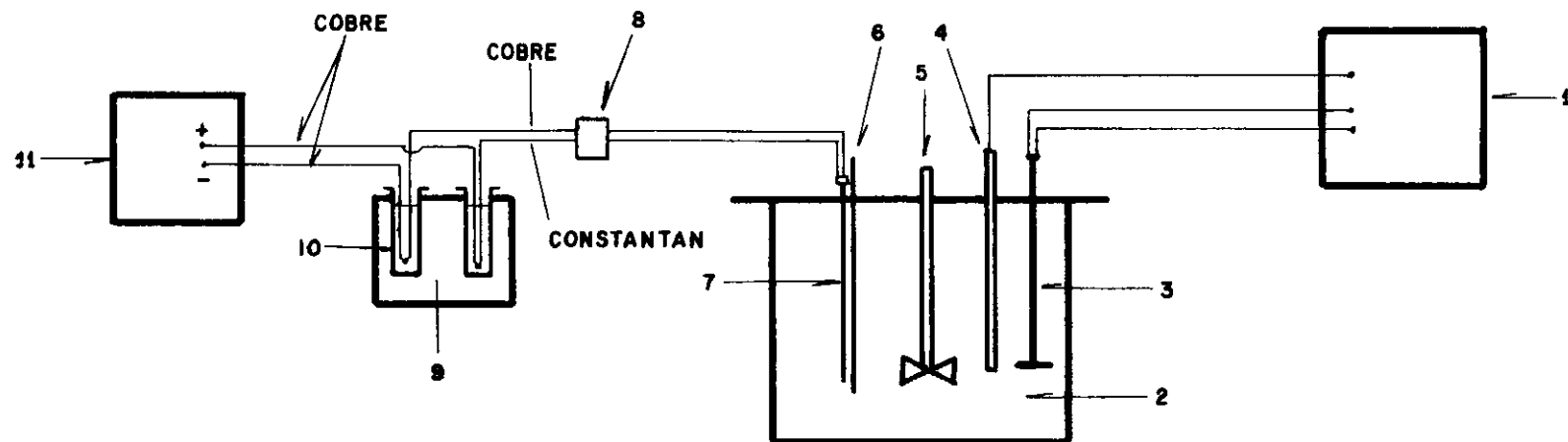


FIG. A.1.1 MONTAJE PARA CALIBRACION DE TERMOPARES

1- CONTROLADOR DE TEMPERATURA
 2- BAÑO DE ACEITE
 3- RESISTENCIA ELECTRICA
 4- SENSOR DE TEMPERATURA
 5- AGITADOR
 6- TERMOMETRO DE PRECISION

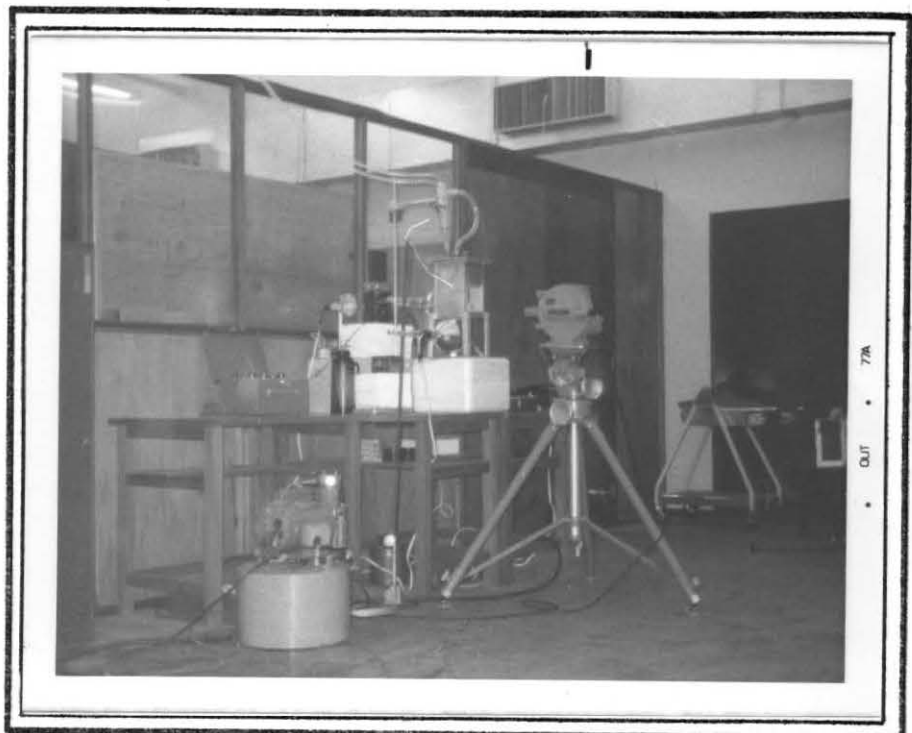
7- TERMOPARES
 8- LLAVE SELECTORA
 9- BAÑO A 0°C
 10- PROBETA CON MERCURIO
 11- POTENCIOMETRO

TABLA A.1.a. CALIBRACION DE TERMOPARES

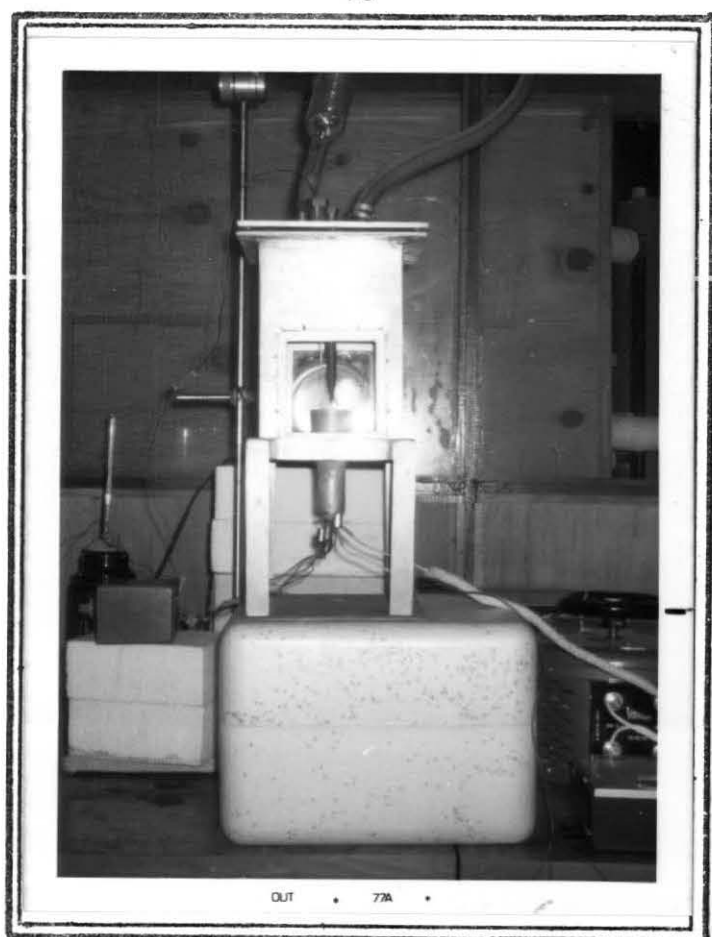
Temperatura [°C]	Milivoltaje en Termopares			
	1	2	3	4
80,5	3,414	3,404	3,420	3,402
86,3	3,680	3,660	3,678	3,604
93,2	4,000	3,986	4,008	3,982
100,1	4,320	4,308	4,326	4,312
107,8	4,620	4,610	4,624	4,608
113	4,92	4,900	4,924	4,896
120,3	5,280	5,266	5,294	5,260
128,2	5,668	5,656	5,682	5,646
138,5	6,186	6,162	6,178	6,160
147,9	6,670	6,648	6,680	6,640
159,4	7,264	7,226	7,262	7,222
170,6	7,838	7,810	7,854	7,808
182	8,440	8,410	8,456	8,404
193,2	9,060	9,020	9,060	9,010
195,7	9,158	9,124	9,118	9,104
203,5	9,568	9,536	9,578	9,518
213,5	10,114	10,084	10,12	10,06
223,7	10,698	10,66	10,710	10,640
233,0	11,220	11,196	11,226	11,180
243,0	11,810	11,784	11,840	11,760
253,0	12,420	12,378	12,436	12,340

TABLA A.1.b. CALIBRACION DE TERMOPAR 5

Temperatura [°C]	Milivoltaje
83,6	3,538
90,1	3,830
95,7	4,100
98,9	4,250
102,1	4,410
104,6	4,540
110,6	4,800
121	5,328

APENDICE 2FOTOGRAFIAS

Vista parcial del equipo



Cámara de ebullición



Cilindro de Cobre

APENDICE 3DATOS EXPERIMENTALESAPENDICE 3.aDATOS EXPERIMENTALES OBTENIDOS DE LASMEDICIONES TÉRMICAS

DATOS EXPERIMENTALES CORRIDA 1

Temperatura medida en los termopares (°C)					Tiempo (hrs)	T_w (°C)	Flujo de Calor $q_w \left[\frac{W}{cm^2} \right]$	$h = q_w / T_w - T_\infty$ $\left[\frac{W}{cm^2 \text{ } ^\circ C} \right]$	Observaciones
T_1	T_2	T_3	T_4	T_∞					
					9:45				Inicio
141	133,5	123,1	116,75	99,5	10:00	113,83	15,37	1,07	
142,5	133,8	123,5	117,25	99,7	10:15	113,99	15,95	1,12	
142,5	133,8	123,5	117,3	99,7	10:30	114,03	15,8	1,10	
142,6	133,9	123,6	117,4	99,7	10:45	114,13	15,8	1,09	
142,7	134	123,8	117,5	99,7	11:00	114,25	15,8	1,09	
142,7	134	123,8	117,5	99,7	11:15	114,25	15,8	1,09	
142,7	134	123,8	117,6	99,7	11:30	114,33	15,8	1,08	
142,7	134,1	123,8	117,7	99,7	11:45	114,41	15,8	1,07	
142,9	134,3	123,8	117,8	99,7	12:00	114,47	15,8	1,07	
142,9	134,3	123,8	117,8	99,7	12:15	114,47	15,8	1,07	
143	134,5	123,9	117,9	99,7	12:30	114,56	15,8	1,06	
143	134,3	123,9	117,9	99,7	12:45	114,56	15,8	1,06	
141,9	134	123,8	117,6	99,5	13:00	114,56	15,8	1,05	
143	134,3	123,8	117,6	99,5	13:15	114,57	15,37	1,02	
143,1	134,5	123,9	117,7	99,5	13:30	114,29	15,95	1,08	
143	134,3	123,8	117,6	99,5	13:45	114,26	15,95	1,08	
143	134,3	123,8	117,6	99,5	14:00	114,26	15,95	1,08	
142,9	134,3	123,8	117,6	99,4	14:15	114,29	15,95	1,09	
143,3	134,6	124,1	117,8	99,7	14:30	114,52	16,11	1,09	
143,1	134,6	123,9	117,6	99,7	15:05	114,32	16,11	1,11	
143	134,5	123,6	117,4	99,5	15:35	114,06	16,27	1,12	
142,8	134	123,5	117,4	99,5	16:00	114,04	15,95	1,10	
142,8	134	123,4	117,25	99,5	16:30	113,88	16,11	1,12	
142,7	133,9	123,3	117,25	99,5	17:00	113,94	15,95	1,10	
142,6	133,8	123,3	117,25	99,5	17:30	113,96	15,95	1,10	
142,3	133,6	123,3	117	99,5	18:00	113,74	15,95	1,12	
142,3	133,6	123,1	117	99,5	18:30	113,68	15,95	1,12	

DATOS EXPERIMENTALES CORRIDA 1

Temperatura medida en los termopares (°C)					Tiempo (hrs)	T_w (°C)	Flujo de Calor q_w [$\frac{W}{cm^2}$]	$h = q_w / T_w - T_\infty$ [$\frac{W}{cm^2 \text{ } ^\circ C}$]	Observaciones
T_1	T_2	T_3	T_4	T_∞					
142,7	134,0	123	116,9	99,5	19:00	113,46	16,40	1,17	Reducción del flujo de calor
142,3	133,6	123	116,9	99,5	19:30	113,56	15,95	1,13	
142,3	133,6	123	116,75	99,5	20:00	113,44	16,11	1,16	
142,25	133,6	122,9	116,75	99,5	20:30	113,44	16,11	1,16	
141,25	132,75	123,25	116,75	99,5	21:15	113,77	15,37	1,08	
141,25	133,25	123,25	116,75	99,5	22:00	113,80	15,37	1,07	
141	132,9	123,1	116,5	99,5	22:30	113,59	15,37	1,09	
135,5	129,5	120,9	115,5	99,5		113,17	12,71	0,93	
131,75	126,75	119,25	115	99,5		112,94	10,64	0,79	
128,1	124	117,75	114,2	99,5		112,5	8,88	0,68	
124,8	121,5	116,5	113,6	99,5		112,25	7,08	0,56	
121,4	120	115,5	113,2	99,5		112,36	5,32	0,41	
119,25	117,6	114	112,4	99,5		111,53	4,42	0,37	
117,25	115,9	112,75	111,75	99,5		110,92	3,71	0,32	
114,8	113,75	111,3	111	99,5		110,25	2,50	0,23	
112,75	112,50	110,5	110,25	99,7		109,81	1,78	0,18	
110,75	110,50	109,00	109,25	99,4		108,81	1,18	0,13	
107,75	107,75	106,5	107	99,3		106,63	0,59	0,09	
104	104	103,4	103,75	99,3		103,55	0,30	0,07	

DATOS EXPERIMENTALES CORRIDA 2

Temperatura medida en los termopares (°C)					Tiempo (hrs)	$T_w (°C)$	Flujo de Calor $q_w \left[\frac{W}{cm^2} \right]$	$h = q_w / T_w - T_\infty$ $\left[\frac{W}{cm^2 °C} \right]$	Observaciones
T_1	T_2	T_3	T_4	T_∞					
					10:35				Inicio
135,10	129,5	120,4	113,5	99,7	10:50	111,51	13,61	1,152	
137,75	130	120,5	113,75	99,8	11:05	111,03	15,10	1,345	
137,75	130	120,5	113,85	99,7	11:20	111,11	15,10	1,323	
137,65	129,9	120,5	113,85	99,8	11:30	111,13	14,93	1,318	
137,65	129,9	120,5	113,75	99,7	11:50	111,05	14,93	1,315	
137,55	129,75	120,5	113,85	99,7	12:00	111,15	14,78	1,291	
138,50	130,6	121,1	114,4	100,1	12:20	111,63	15,10	1,310	
138,25	130,5	121,1	114,25	99,9	12:40	111,58	15,10	1,293	
137,90	130,5	121,1	114,4	100,1	13:00	111,79	14,78	1,264	
138,00	131,25	121,00	114,25	99,8	13:20	111,66	15,10	1,271	
138,00	131,25	121,10	114,35	99,9	13:40	111,78	14,93	1,257	
138,00	130,80	121,00	114,35	99,9	14:00	111,70	14,93	1,265	
138,00	130,80	121,10	114,40	100,0	14:20	111,79	14,93	1,265	
137,65	130,60	120,80	114,25	99,9	14:40	111,63	14,78	1,260	
137,65	130,60	120,9	114,25	99,7	15:00	111,63	14,78	1,239	
137,65	130,60	120,9	114,1	99,7	15:20	111,55	14,78	1,247	
137,5	130,60	120,9	114,2	99,8	15:40	111,67	14,78	1,245	
138,5	131,25	121,6	115,00	100,1	16:15	112,36	14,78	1,206	
138,6	131,25	121,45	114,75	100	16:30	112,07	15,1	1,251	
138,25	130,75	121,25	114,40	99,90	16:50	111,78	14,93	1,257	
138	130,75	121,10	114,25	99,80	17:00	111,67	14,93	1,258	
137,85	130,5	120,90	114,25	99,7	17:20	111,60	14,93	1,255	
138,25	131,25	121,25	114,75	100,10	17:40	112,09	14,93	1,245	
138,0	131,1	121,2	114,5	100,0	18:00	111,93	14,93	1,241	
138	131,1	121,1	114,4	99,9	18:20	111,81	14,93	1,254	
137,9	131,0	120,9	114,25	99,8	18:45	111,63	14,93	1,262	
138,5	131,3	121,25	114,75	100,1	19:00	112,02	15,10	1,267	
138,5	131,2	121,25	114,40	99,9	19:20	111,74	15,22	1,285	

DATOS EXPERIMENTALES CORRIDA 2

Temperatura medida en los termopares (°C)					Tiempo (hrs)	T _w (°C)	Flujo de Calor q _w [$\frac{W}{cm^2}$]	h = q _w / T _w - T _∞ [$\frac{W}{cm^2 °C}$]	Observaciones
T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T _∞					
138,35	131,0	121,25	114,4	99,9	19:40	111,77	15,10	1,272	Reducción del flujo de calor
138,25	130,8	121,20	114,40	99,9	20:00	111,76	14,93	1,259	
138,00	130,75	121,0	114,35	99,9	20:30	111,70	14,93	1,265	
137,90	130,60	120,90	114,20	99,8	21:00	111,56	14,93	1,270	
137,85	130,5	120,75	114,5	99,9	21:30	111,74	14,78	1,248	
138,50	131,1	121,25	114,75	100,1	22:00	112,00	14,93	1,255	
138,25	131,25	121,25	114,5	100,1	22:05	111,89	15,10	1,281	
138,1	131,1	121,1	114,4	99,9	22:30	111,78	14,93	1,257	
138,5	131,35	121,6	114,90	100,1	23:00	112,29	14,94	1,220	
138,5	131,25	121,50	114,75	100,1	23:30	112,12	14,93	1,242	
138,5	131,35	121,25	114,75	99,9	24:00	112,02	15,10	1,246	
132,3	126,65	128,75	113,65	99,9		111,57	11,81	1,02	
127,1	122,6	116,75	112,75	99,9		111,12	9,03	0,81	
122,65	119,5	114,8	112	99,9		110,73	6,8	0,63	
118,65	116,50	113	111,3	99,9		110,33	4,73	0,44	
116,35	114,75	111,85	110,60	99,9		109,81	3,71	0,38	Filme 1 Filme 2 Filme 3
119,00	112,90	110,50	109,60	99,9		108,98	2,97	0,33	
112,25	111,60	110,00	109,50	100,0		108,36	1,64	0,20	
110,10	109,75	108,25	108,10	99,70		107,72	1,33	0,17	
108,25	108,10	107,00	107,0	99,9		106,73	0,89	0,13	
105,0	105,0	104,25	104,5	99,9		104,20	0,52	0,12	
101,75	101,50	101,25	101,5	99,9		101,45	0,15	0,10	

DATOS EXPERIMENTALES CORRIDA 3

Temperatura medida en los termopares (°C)					Tiempo (hrs)	T_w (°C)	Flujo de Calor $q_w \left[\frac{W}{cm^2} \right]$	$h = q_w / T_w - T_\infty$ $\left[\frac{W}{cm^2 \text{ } ^\circ C} \right]$	Observaciones
T_1	T_2	T_3	T_4	T_∞					
143,25	133,95	123,20	114,9	99,7	10:20				Inicio
143,1	133,9	123,1	114,9	99,6	10:30	111,82	17,74	1,46	
143,25	134	123,4	115,3	99,7	10:45	111,82	17,59	1,45	
143,25	134,1	123,5	115,5	99,7	11:00	112,22	17,4	1,39	
143	134,1	123,6	115,5	99,7	11:15	112,43	17,29	1,39	
143,4	134,1	123,6	115,5	99,8	11:30	112,54	17,14	1,35	
143,4	134,25	123,75	115,55	99,8	11:45	112,54	17,44	1,37	
143,3	134,4	123,75	115,65	99,8	12:00	112,66	17,29	1,34	
143,3	134,4	123,75	115,65	99,8	12:15	112,66	17,29	1,34	
143,2	134,25	123,75	115,5	99,7	12:30	112,56	17,29	1,35	
143,1	134,1	123,75	115,5	99,6	12:45	112,58	17,14	1,39	
143	134,1	123,75	115,55	99,7	13:00	112,65	17,14	1,33	
143,1	134,25	123,75	115,55	99,7	13:15	112,63	17,14	1,33	
143,65	134,65	123,9	115,9	99,8	13:30	112,84	17,44	1,34	
143,5	134,55	123,9	115,75	99,8	13:45	112,76	17,29	1,33	
143,5	134,55	123,9	115,75	99,8	14:00	112,76	17,29	1,33	
143,4	134,55	123,9	115,9	99,8	14:30	112,90	17,14	1,31	
143,3	134,5	123,9	115,9	99,8	15:00	112,93	17,14	1,31	
143,65	134,55	124	115,9	99,8	15:30	112,88	17,29	1,32	
143,65	134,65	124	115,9	99,8	16:00	112,88	17,29	1,32	
143,5	134,55	123,9	115,75	99,8	16:30	112,76	17,29	1,33	
143,75	134,75	124,1	116	99,8	17:00	112,98	17,29	1,31	
143,65	134,75	124,1	115,9	99,8	17:30	112,93	17,29	1,32	
143,9	134,65	124	115,75	99,8	18:00	112,69	17,59	1,36	
143,3	134,65	123,8	115,75	99,8	18:30	112,75	17,29	1,34	
143,65	134,4	123,8	115,65	99,8	19:00	112,58	17,44	1,36	
143,25	134,5	123,75	115,55	99,8	19:30	112,59	17,29	1,35	
143,75	134,55	123,9	115,9	99,9	20:00	112,80	17,44	1,35	
143,65	134,65	123,8	115,9	99,8	20:30	112,80	17,44	1,34	

DATOS EXPERIMENTALES CORRIDA 3

Temperatura medida en los termopares (°C)					Tiempo (hrs)	T _w (°C)	Flujo de Calor q _w [$\frac{W}{cm^2}$]	h = q _w / T _w - T _∞ [$\frac{W}{cm^2 °C}$]	Observaciones
T ₁	T ₂	T ₃	T ₄	T _∞					
143,65	134,4	123,75	115,75	99,8	21:00	112,64	17,44	1,36	Reducción del flujo de calor
143,4	134,4	123,6	115,55	99,8	21:30	112,49	17,44	1,37	
143,65	134,65	123,8	115,9	99,8	22:00	112,80	17,44	1,34	
143,65	134,65	123,75	115,9	99,8	22:30	112,80	17,44	1,34	
137	129,9	121,25	115	99,8		112,54	13,75	1,08	
131,1	125,25	119	114,1	99,8		112,20	10,6	0,85	
125,85	121,5	116,8	113,4	99,8		111,92	7,8	0,65	
121,4	117,9	114,75	112,5	99,8		111,34	5,47	0,47	
118,5	116,25	113,1	111,5	99,8		110,55	4,43	0,41	
116	114,5	112	110,9	99,7		110,19	3,25	0,31	
113,7	112,6	110,75	110	99,8		109,46	2,36	0,24	
111,25	110,4	108,75	108,6	99,8		108,05	1,78	0,22	
105,1	105	104,2	104,1	99,6		103,96	0,74	0,13	
102	102,1	102,5	101,6	99,6		101,48	0,3	0,15	

APENDICE 3.b

DATOS EXPERIMENTALES OBTENIDOS DEL
ANALISIS DE LOS FILMES

DATOS EXPERIMENTALES

$$q_w = 2,97 \left[\frac{W}{cm^2} \right] \quad T_{\infty} = 99,9 [^{\circ}C]$$

Burbuja N°	Cuadro N°	Tiempo(ms)	A(mm)	B(mm)	C(mm)
1	710	0,00	0,00	0,00	0,00
	711	0,41	0,71	0,59	0,59
	713	1,22	0,56	0,87	0,73
	715	2,03	1,20	1,04	0,70
	717	2,85	1,40	1,22	0,79
	719	3,66	1,61	1,37	0,87
	721	4,47	1,74	1,53	0,92
	723	5,28	1,86	1,68	0,89
	725	6,10	1,97	1,78	0,90
	727	6,91	2,04	1,87	0,93
	730	8,13	2,12	2,02	0,91
	733	9,35	2,16	2,15	0,87
	736	10,57	2,19	2,25	0,94
	740	12,19	2,21	2,36	0,82
	744	13,82	2,23	2,49	0,83
	749	15,85	2,19	2,71	0,70
	753	17,48	2,19	2,88	0,57
	757	19,10	2,17	2,98	0,59
	761	20,73	2,16	3,09	0,56
	765	22,36	2,13	3,19	0,48
	769	23,98	2,12	3,29	0,24
2	1449	0,00	0,00	0,00	0,00
	1450	0,40	0,50	0,41	0,30
	1452	1,19	0,91	0,76	0,61
	1454	1,98	1,29	1,01	0,83
	1456	2,78	1,58	1,24	0,73
	1458	3,57	1,82	1,41	0,92
	1460	4,37	2,02	1,51	1,03
	1462	5,16	2,21	1,70	0,89
	1464	5,95	2,36	1,84	1,15
	1467	7,14	2,56	1,99	1,19
	1470	8,33	2,69	2,12	1,39
	1474	9,92	2,83	2,32	1,28
	1478	11,51	2,92	2,50	1,23
	1482	13,10	2,92	2,74	1,08
	1484	13,89	2,90	2,78	1,27
	1488	15,87	2,90	2,83	1,24
	1492	17,46	2,90	2,94	1,21
	1498	19,84	2,87	3,14	1,15
	1506	23,02	2,81	3,29	0,98
	1512	25,40	2,76	3,45	0,87
	1518	27,78	2,70	3,69	0,62
	1523	29,77	2,68	3,80	0,21

DATOS EXPERIMENTALES

$$q_w = 2,97 \left[\frac{W}{cm^2} \right]$$

$$T_{\infty} = 99,9 [^{\circ}C]$$

Burbuja N°	Cuadro N°	Tiempo (ms)	A (mm)	B (mm)	C (mm)
3	1	0,45	0,80	0,47	0,67
	3	1,35	1,04	0,79	0,78
	6	2,70	1,50	1,12	1,14
	8	3,60	1,78	1,35	1,40
	10	4,50	2,01	1,59	1,54
	12	5,41	2,18	1,78	1,66
	14	6,31	2,42	2,04	1,84
	18	8,11	2,75	2,25	1,93
	22	9,91	2,98	2,50	1,94
	26	11,71	3,15	2,70	1,94
	28	12,61	3,23	2,79	1,84
	32	14,41	3,31	2,89	1,60
	36	16,22	3,33	3,05	1,59
	40	18,02	3,32	3,15	1,50
	48	21,62	3,32	3,43	1,44
	56	25,43	3,29	3,74	1,35
	64	28,83	3,24	2,92	1,19
	68	30,63	3,25	4,09	1,10
	76	34,23	3,20	4,14	0,73
4	1837	0,00	0,00	0,00	0,00
	1838	0,39	0,70	0,92	0,41
	1840	1,16	0,86	1,21	0,47
	1842	1,94	1,06	1,25	0,47
	1844	2,71	1,13	1,32	0,50
	1846	3,49	1,23	1,42	0,54
	1848	4,26	1,25	1,52	0,59
	1850	5,04	1,29	1,55	0,63
	1852	5,81	1,36	1,58	0,64
	1856	7,36	1,52	1,64	0,83
	1858	8,14	1,61	1,70	0,97
	1862	9,69	1,75	2,01	0,94
	1866	11,24	1,85	2,07	0,84
	1874	14,34	1,95	2,24	0,89
	1886	18,99	2,00	2,37	0,66
	1890	20,54	2,04	2,45	0,53
	1894	22,09	2,02	2,64	0,57
	1902	25,19	2,00	2,66	0,56
	1911	28,68	1,90	2,85	0,22

DATOS EXPERIMENTALES

$$q_w = 1,64 \left[\frac{W}{cm^2} \right] \quad T_\infty = 100 [^\circ C]$$

Burbuja N°	Cuadro N°	Tiempo(ms)	A(mm)	B(mm)	C(mm)
1	340	0,00	0,00	0,00	0,00
	341	0,43	0,53	0,42	0,38
	342	0,85	0,78	0,60	0,58
	343	1,28	1,01	0,72	0,76
	345	2,14	1,31	1,02	0,94
	347	2,99	1,55	1,15	1,04
	349	3,85	1,74	1,38	1,23
	351	4,70	1,92	1,50	1,22
	354	5,98	2,10	1,72	1,25
	356	6,84	2,21	1,84	1,27
	358	7,69	2,26	1,91	1,19
	360	8,55	2,35	2,02	1,21
	364	10,26	2,38	2,21	1,13
	366	11,11	2,42	2,31	1,06
	370	12,82	2,41	2,42	1,00
	373	14,10	2,46	2,51	1,01
	376	15,38	2,47	2,60	0,84
	380	17,09	2,41	2,71	0,75
	384	18,80	2,41	2,82	0,64
	388	20,51	2,43	2,90	0,46
	391	21,79	2,42	2,96	0,35
2	395	0,00	0,00	0,00	0,00
	396	0,43	0,28	0,36	0,18
	397	0,85	0,36	0,44	0,23
	398	1,28	0,45	0,53	0,26
	399	1,71	0,55	0,63	0,33
	401	2,56	0,73	0,83	0,44
	403	3,42	0,87	0,92	0,47
	404	3,85	0,89	1,01	0,47
	406	4,70	1,04	1,14	0,51
	408	5,56	1,14	1,22	0,54
	410	6,41	1,24	1,30	0,53
	414	8,12	1,44	1,43	0,49
	416	8,97	1,50	1,49	0,60
	420	10,68	1,57	1,66	0,62
	424	12,39	1,57	1,82	0,57
	428	14,10	1,66	1,81	0,43
3	532	0,0	0,00	0,00	0,00
	533	0,42	0,46	0,37	0,31
	534	0,83	0,60	0,50	0,37
	535	1,25	0,66	0,59	0,42
	536	1,67	0,72	0,68	0,39
	537	2,08	0,75	0,74	0,37
	538	2,50	0,76	0,76	0,37
	539	2,92	0,77	0,78	0,36
	540	3,33	0,76	0,85	0,27

DATOS EXPERIMENTALES

$$q_w = 1,64 \left[\frac{W}{cm^2} \right] \quad T_{\infty} = 100 [^{\circ}C]$$

Burbuja N°	Cuadro N°	Tiempo(ms)	A(mm)	B(mm)	C(mm)
4	1247	0,00	0,00	0,00	0,00
	1248	0,40	0,42	0,35	0,18
	1245	0,79	0,69	0,54	0,57
	1250	1,19	0,85	0,66	0,67
	1251	1,59	0,98	0,75	0,72
	1252	1,98	1,10	0,86	0,80
	1253	2,38	1,19	0,94	0,85
	1254	2,78	1,27	1,02	0,87
	1256	3,57	1,39	1,17	0,70
	1258	4,37	1,53	1,30	0,94
	1260	5,16	1,56	1,40	0,90
	1262	5,95	1,60	1,51	0,91
	1266	7,94	1,62	1,63	0,71
	1270	9,13	1,61	1,77	0,67
	1274	10,71	1,59	1,77	0,55
	1276	11,51	1,57	2,02	0,50
	1280	13,10	1,54	2,10	0,38
	1287	0,00	0,00	0,00	0,00
	1288	0,40	0,24	0,29	
	1289	0,79	0,32	0,38	
5	1290	1,19	0,46	0,51	0,27
	1291	1,59	0,54	0,57	0,34
	1292	1,98	0,62	0,69	0,35
	1294	2,78	0,77	0,83	0,49
	1296	3,57	0,90	0,96	0,52
	1298	4,37	1,04	1,03	0,57
	1300	5,16	1,16	1,10	0,66
	1302	5,95	1,26	1,19	0,72
	1304	6,75	1,37	1,28	0,77
	1306	7,54	1,45	1,39	0,80
	1308	8,33	1,52	1,46	0,82
	1310	9,13	1,52	1,56	0,80
	1316	10,71	1,66	1,81	0,68
	1318	11,51	1,69	1,75	0,53
	1322	13,10	1,73	1,92	0,42

DATOS EXPERIMENTALES

$$q_w = 1,64 \left[\frac{W}{cm^2} \right] \quad T_{\infty} = 100 [^{\circ}C]$$

Burbuja N°	Cuadro N°	Tiempo(ms)	A(mm)	B(mm)	C(mm)
6	1688	0,00	0,00	0,00	0,00
	1689	0,39	0,50	0,28	
	1690	0,78	0,68	0,40	0,55
	1691	1,16	0,81	0,51	0,64
	1692	1,55	0,91	0,60	0,69
	1693	1,94	0,98	0,70	0,71
	1694	2,33	1,01	0,78	0,74
	1695	2,71	1,01	0,81	0,70
	1696	3,10	1,03	0,86	0,68
	1697	3,49	1,04	0,93	0,68
	1699	4,26	1,03	1,00	0,63
	1701	5,04	1,01	1,07	0,54
	1705	6,59	0,96	1,12	0,37
	1709	8,14	0,94	1,12	0,23
7	1845	0,00	0,00	0,00	0,00
	1846	0,39	0,34	0,19	
	1847	0,78	0,62	0,36	
	1848	1,16	0,78	0,48	0,64
	1849	1,55	0,88	0,59	0,71
	1851	2,33	1,09	0,89	0,79
	1853	3,10	1,19	0,92	0,85
	1855	3,88	1,25	0,99	0,85
	1857	4,65	1,26	1,07	0,78
	1861	6,20	1,24	1,20	0,62
	1865	7,75	1,19	1,38	0,45
8	1868	8,91	1,14	1,40	0,30
	1900	0,00	0,00	0,00	0,00
	1901	0,39	0,58	0,47	
	1902	0,78	0,79	0,62	0,58
	1904	1,55	0,05	0,82	0,72
	1906	2,33	1,26	1,01	0,76
	1908	3,10	1,40	1,13	0,80
	1910	3,88	1,56	1,30	0,87
	1912	4,65	1,70	1,42	0,91
	1914	5,43	1,82	1,52	0,98
	1916	6,20	1,90	1,63	1,02
	1918	6,98	1,97	1,72	1,01
	1920	7,75	2,02	1,81	0,98
	1922	8,53	2,06	1,90	0,94
	1924	9,30	2,10	1,98	0,90
	1926	10,08	2,12	2,07	0,81
	1932	12,40	2,16	2,20	0,74
	1938	14,73	2,12	2,34	0,70
	1948	18,60	2,09	2,54	0,31

DATOS EXPERIMENTALES

$$q_w = 1,33 \left[\frac{W}{cm^2} \right] \quad T_\infty = 99,7 [^\circ C]$$

Burbuja N°	Cuadro N°	Tiempo(ms)	A(mm)	B(mm)	C(mm)
1	89	0,00	0,00	0,00	0,00
	90	0,45	0,32	0,36	
	91	0,90	0,46	0,55	
	92	1,35	0,59	0,85	0,28
	94	2,25	0,85	0,91	0,42
	96	3,15	1,02	1,05	0,46
	98	4,05	1,18	1,24	0,53
	100	4,95	1,30	1,32	0,53
	102	5,86	1,42	1,52	0,53
	104	6,76	1,43	1,49	0,56
	106	7,66	1,51	1,65	0,56
2	835	0,00	0,00	0,00	0,00
	836	0,41	0,39	0,38	
	837	0,81	0,55	0,60	0,34
	838	1,22	0,73	0,75	0,39
	840	2,03	0,94	0,86	0,51
	842	2,85	1,12	1,04	0,65
	844	3,66	1,27	1,10	0,53
	846	4,47	1,35	1,29	0,60
	848	5,28	1,42	1,37	0,62
	850	6,10	1,47	1,54	0,63
	852	6,91	1,53	1,63	0,63
	858	9,35	1,63	1,75	0,40
3	1129	0,00	0,00	0,00	0,00
	1130	0,39	0,49	0,51	0,28
	1131	0,78	0,63	0,60	0,35
	1132	1,16	0,77	0,70	0,41
	1133	1,55	0,86	0,76	0,49
	1134	1,94	0,96	0,77	0,50
	1136	2,71	1,09	0,93	0,53
	1138	3,49	1,19	1,11	0,70
	1140	4,26	1,34	1,20	0,63
	1142	5,04	1,30	1,31	0,58
	1144	5,81	1,49	1,51	0,60
	1148	7,36	1,51	1,67	0,56
	1150	8,14	1,60	1,74	0,44
4	1281	0,00	0,00	0,00	0,00
	1282	0,39	0,43	0,44	
	1283	0,78	0,60	0,60	0,37
	1284	1,16	0,75	0,74	0,40
	1286	1,94	0,97	0,99	0,44
	1288	2,71	1,13	1,12	0,51
	1290	3,49	1,26	1,21	0,56
	1292	4,26	1,35	1,35	0,59
	1294	5,04	1,43	1,49	0,58
	1296	5,81	1,52	1,62	0,56
	1298	6,59	1,56	1,68	0,49
	1300	7,36	1,61	1,77	0,37

DATOS EXPERIMENTALES

$$q_w = 1,33 \left[\frac{W}{cm^2} \right] \quad T_{\infty} = 99,7 [^{\circ}C]$$

Burbuja N°	Cuadro N°	Tiempo(ms)	A(mm)	B(mm)	C(mm)
5	1447	0,00	0,00	0,00	0,00
	1448	0,39	0,56	0,51	0,39
	1449	0,78	0,72	0,66	0,44
	1450	1,16	0,87	0,81	0,49
	1452	1,94	1,05	1,04	0,49
	1454	2,71	1,15	1,18	0,49
	1456	3,49	1,25	1,28	0,49
	1458	4,26	1,32	1,42	0,47
	1462	5,81	1,44	1,51	0,42
6	1755	0,00	0,00	0,00	0,00
	1756	0,39	0,38	0,38	
	1787	0,78	0,53	0,56	0,31
	1758	1,16	0,65	0,72	0,35
	1760	1,94	0,86	0,97	0,45
	1762	2,71	1,12	1,18	0,46
	1764	3,49	1,17	1,21	0,51
	1766	4,26	1,21	1,31	0,54
	1768	5,04	1,34	1,25	4,41
	1770	5,81	1,40	1,36	0,60
	1772	6,59	1,49	1,45	0,63
	1774	7,36	1,53	1,58	0,70
	1776	8,14	1,60	1,78	0,70